



SKRIPSI – TK141581

**PEMODELAN DAN SIMULASI STRIPPING GAS CO₂
DARI LARUTAN METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA)
BERPROMOTOR PIPERAZINE (PZ) DALAM PACKED
COLUMN**

**Oleh :
Rahmad Arhanu Primadi
NRP. 2311100039**

**Indra Eldi Widoyoko
NRP. 2311100127**

**Dosen Pembimbing:
Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001**

**Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D
NIP. 1981 07 13 2005 01 1001**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2015**



FINAL PROJECT – TK141581

**MODELING AND SIMULATION OF CO₂ GAS
STRIPPING FROM METHYLDIETHANOLAMINE
(MDEA) SOLUTION WITH PIPERAZINE (PZ)
PROMOTER IN PACKED COLUMN**

**Proposed by :
Rahmad Arhanu Primadi
NRP. 2311100039**

**Indra Eldi Widoyoko
NRP. 2311100127**

**Research Advisor:
Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc
NIP. 1951 08 04 1974 12 1001**

**Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D
NIP. 1981 07 13 2005 01 1001**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2015**

LEMBAR PENGESAHAN

PEMODELAN DAN SIMULASI STRIPPING GAS CO₂ DARI LARUTAN METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA) BERPROMOTOR PIPERAZINE (PZ) DALAM PACKED COLUMN



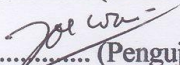


Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

Rahmad Arhanu Primadi **2311100039**

Indra Eldi Widoyoko **2311100127**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.  (Pembimbing 1)
2. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D  (Pembimbing 2)
3. Juwari Purwo Sutikno, S.T., M. Eng., Ph.D  (Penguji I)
4. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.  (Penguji II)
5. Dr. Susianto, DEA  (Penguji III)

Surabaya
Juli, 2015

PEMODELAN DAN SIMULASI STRIPPING GAS CO₂ DARI LARUTAN METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA) BERPROMOTOR PIPERAZINE (PZ) DALAM PACKED COLUMN

Dosen Pembimbing : 1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc
2. Fadlilatul Taufany, ST., PhD

Disusun Oleh : 1. Rahmad Arhanu P. (2311100039)
2. Indra Eldi Widoyoko (2311100127)

ABSTRAK

Sebagian besar senyawa kimia ditemukan di alam dalam keadaan yang tidak murni. Biasanya, suatu senyawa kimia berada dalam keadaan tercampur dengan senyawa lain. Untuk beberapa keperluan seperti sintesis senyawa kimia yang memerlukan bahan baku senyawa kimia dalam keadaan murni atau proses produksi suatu senyawa kimia dengan kemurnian tinggi, proses pemisahan perlu dilakukan. Suatu contoh pentingnya proses pemisahan adalah pada proses pengolahan gas alam dan industri petrokimia. Pada proses pengolahan ini diperlukan pemisahan gas CO₂ dimana gas ini merupakan gas yang korosif (*acid gas*) yang bersifat korosif sehingga bisa merusak sistem perpipaan. Untuk mengatasi masalah ini berbagai metode absorpsi dikembangkan, baik absorpsi secara fisik maupun secara kimia. Banyak bahan yang sudah sering digunakan sebagai absorben misalnya larutan K₂CO₃ dengan berbagai macam promotor. Selain itu bahan absorben yang saat ini mulai banyak digunakan adalah Methyldiethanolamine (MDEA) dengan promotor Piperazine (PZ).

Namun dari proses absorpsi itu tidak bisa berdiri sendiri, perlu ada proses regenerasi pelarut atau biasa disebut proses stripping. Karena tanpa proses stripping, absorpsi akan menjadi tidak efektif karena tidak adanya *recovery* pelarut, sehingga pelarut harus disediakan dalam jumlah besar. Namun studi

mengenai pemodelan dan simulasi dari stripping CO_2 dari MDEA hasil absorpsi belum banyak ditemui. Untuk itu penelitian ini bermaksud untuk membuat model matematik dari stripping CO_2 dari larutan MDEA berpromotor PZ dalam packed column. Kemudian memvalidasi model matematik yang dibuat dengan data lapangan, dan melihat pengaruh variabel operasi terhadap efisiensi *stripping*. Model matematik yang dikembangkan berdasarkan pada transfer massa pada teori film dengan asumsi reaksi *pseudo first order*. Penyelesaian numerik yang digunakan dalam penelitian ini adalah metode Kolokasi Orthogonal.

Efisiensi *stripping* akan semakin tinggi seiring dengan peningkatan suhu *rich solution* masuk ataupun peningkatan suhu *steam* masuk, karena terjadi kenaikan pada nilai konstanta kinetika reaksi. Bertambahnya tekanan kolom tidak terlalu mempengaruhi efisiensi *stripping* karena fraksi gas terlarut dalam larutan yang cukup kecil. Dari hasil simulasi program setelah divalidasi dengan data pabrik PKT-IV didapatkan eror efisiensi *stripping* sebesar 14,04%

Kata kunci : *Stripping, Pack Column, MDEA, Perpindahan Massa*

MODELING AND SIMULATION OF CO₂ GAS STRIPPING FROM METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA) SOLUTION WITH PIPERAZINE (PZ) PROMOTER IN PACKED COLUMN

Advisors : 1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc
2. Fadlilatul Taufany, ST., PhD

Name : 1. Rahmad Arhanu P. (2311100039)
2. Indra Eldi Widoyoko (2311100127)

ABSTRACT

Most of the chemical compounds found in nature in a state that is not pure. Typically, a chemical compound in a state mixed with other compounds. For some purposes such as the synthesis of chemical compounds that require raw materials of chemical compounds in a pure state or process of producing a chemical compound with high purity separation process needs to be done. An example of the importance of the separation process is the process of natural gas processing and petrochemical industry. In this treatment process required separation of CO₂ gas in which the gas is corrosive gas (acid gas) which is corrosive so can damage the piping system. To overcome this problem various absorption methods were developed, both absorption physically and chemically. Many of the materials that have been commonly used as an absorbent for example K₂CO₃ solution with a variety of promoters. In addition, the absorbent material that is currently widely used is Methyldiethanolamine (MDEA) with the promoter Piperazine (PZ).

However, the absorption process can not stand alone, there needs to be a process of regeneration solvent or so-called stripping process. Because without the stripping process, the absorption would be ineffective in the absence of solvent recovery, so that the solvent must be provided in large quantities. However, studies on modeling and simulation of CO₂ stripping

from MDEA solution from absorption results not easily found. For this study intends to create mathematical models of CO₂ gas stripping from MDEA solution with PZ promoter in packed column, then to validate the mathematical models created with field data, and see the effect of operating variables on the stripping efficiency. Developed mathematical model was based on film theory mass transfer assuming a pseudo first-order reaction. Numerical solution used in this study is the orthogonal collocation method.

Stripping efficiency will increase as the temperature of rich solution rises or increase the temperature of steam entering, because there is an increase in the value of the constant kinetics of the reaction. Increased pressure column does not affect the efficiency of stripping because the fraction dissolved gas in solution are quite small. From the simulation results program after being validated by a factory data of PKT-IV, error obtained from stripping efficiency is 14.04%

Keywords: Stripping, Pack Column, MDEA, Mass Transfer

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kami panjatkan ke hadirat Allah Yang Maha Kuasa atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan skripsi yang berjudul:

“PEMODELAN DAN SIMULASI STRIPPING GAS CO₂ DARI LARUTAN METHYLDIETHANOLAMINE (MDEA) BERPROMOTOR PIPERAZINE (PZ) DALAM PACKED COLUMN”

Laporan skripsi ini disusun untuk melengkapi persyaratan penelitian skripsi dalam memperoleh gelar Sarjana Teknik (ST) pada bidang Studi S1 Teknik Kimia di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Pada kesempatan ini dengan kerendahan hati kami menyampaikan terimakasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua dan keluarga kami yang telah memberikan segalanya yang tak mungkin tercantumkan dalam tulisan ini.
2. Bapak **Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.** selaku Dosen Pembimbing 1 dan Bapak **Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D** selaku Dosen Pembimbing 2 yang telah membimbing dan mendukung kami sepenuhnya.
3. **Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.** selaku Kepala Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa
4. Bapak Dr. Ir. Tri Widjaya M.Eng, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FTI - ITS
5. Seluruh Dosen dan Staff jurusan Teknik Kimia FTI - ITS.
6. Rekan – rekan mahasiswa Teknik Kimia ITS angkatan 2011 yang senantiasa memberikan support dalam pengerjaan proposal skripsi ini.
7. Rekan - rekan “*Perpanmas Crew*” yang senantiasa membantu selama penyelesaian skripsi ini.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu.

Kami menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari sempurna, oleh karena itu, kami menerima saran dan kritik untuk perbaikan ke depan serta kami berharap penelitian dalam skripsi ini dapat bermanfaat. Amiin.

Surabaya, 10 Juni 2015

Penyusun

DAFTAR ISI

Abstrak	i
<i>Abstract</i>	iii
Kata Pengantar	v
Daftar Isi	vii
Daftar Gambar	ix
Daftar Tabel	x
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	3
1.3 Batasan Masalah	4
1.4 Tujuan Penelitian	4
1.5 Manfaat Penelitian	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
2.1 Steam Stripping	5
2.2 Stripping dengan Reboiler	7
2.3 Kinetika Reaksi	9
2.4 Model Matematika	10
BAB III METODE PENELITIAN	
3.1 Sistem yang Ditinjau	15
3.2 Model Matematika	15
3.3 Penyelesaian Numerik	24
3.4 Pembuatan Program	25
3.5 Validasi Data	25
3.6 Analisa Model Matematis	26
3.7 Variabel Penelitian	27
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN	
4.1 Program Simulasi	28
4.2 Validasi Model	28
4.3 Pengaruh Suhu Feed (<i>Rich Solution</i>) Terhadap Efisiensi <i>Stripping</i>	29
4.4 Pengaruh Tekanan Kolom Terhadap Efisiensi <i>Stripping</i>	31

4.5	Pengaruh Suhu <i>Steam</i> Terhadap Efisiensi <i>Stripping</i>	32
4.6	Distribusi Konsentrasi Liquid Pada Packing.....	34
4.7	Distribusi Gas Terlarut Pada Packing	35

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

5.1	Kesimpulan	36
5.2	Saran.....	37
DAFTAR PUSTAKA.....		xi
DAFTAR NOTASI		xiv
APPENDIKS A		A-1
APPENDIKS B		B-1
APPENDIKS C		C-1
APPENDIKS D		D-1

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1	Nilai Konstanta Henry Air Murni pada $T=298\text{ K}$ Tiap Komponen	18
Tabel 3.2	Nilai h_G dan h_T Tiap Komponen	19
Tabel 4.1	Perbandingan data simulasi dan data pabrik	29

DAFTAR NOTASI

a_3	: <i>specific area</i> per unit volume dari <i>packed column</i> , $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$
A	: luas penampang kolom, m^2
C_A	: konsentrasi gas CO_2 dalam badan liquida, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{A0}	: konsentrasi gas CO_2 dalam badan liquida awal, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{Ai}	: konsentrasi gas CO_2 dalam <i>interface</i> , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{Ae}	: konsentrasi gas CO_2 berkesetimbangan dalam liquida, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_B	: konsentrasi akhir reaktan, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_i	: konsentrasi ion-ion yang valensinya z_i , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{B0}	: konsentrasi awal reaktan, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_o	: konsentrasi gas pada saat $t = 0$, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_B^0	: konsentrasi komponen B pada <i>bulk</i> , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{Rj}	: konsentrasi molar dari species j pada fasa liquid, $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_P^o	: konsentrasi komponen produk pada <i>bulk</i> , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_P	: konsentrasi produk, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{OH^-}	: konsentrasi OH^- , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
d_i	: <i>driving force</i> untuk difusi massa, m^{-1}
D_A	: koefisien difusi gas CO_2 , $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
DG	: koefisien difusi gas, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
DL	: koefisien difusi liquid, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
E	: <i>enhancement factor</i>
F	: <i>fluks</i> diffusi, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
F	: Laju alir total gas, $\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}$
G	: kecepatan gas superficial, $\text{gmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$; aliran total molar gas, $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
G_T	: laju alir molar total gas
H	: tinggi <i>Packed Column</i> , m
He	: konstanta Henry untuk reactive solution, $\text{Pa} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$
He^0	: konstanta Henry untuk pure water, $\text{Pa} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$
H_T	: <i>height transfer unit</i> , m
h_G	: parameter <i>specific gas</i> , $\text{m}^3 \text{kmol}^{-1}$

h_i	: parameter spesifik ion, $\text{m}^3\text{kmol}^{-1}$
h_T	: parameter spesifik gas untuk effect temperatur, $\text{m}^3\text{kmol}^{-1}\text{K}^{-1}$
I	: kekuatan <i>ionic</i> , ion.m^{-3}
K_W	: konstanta kesetimbangan air, mol.m^{-3}
k	: konstanta laju reaksi <i>over-all first-order</i> , s^{-1}
k_G	: koefisien perpindahan massa sisi gas, $\text{mol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
k_c	: konstanta kecepatan reaksi katalitik, $\text{lt.gmol}^{-1}.\text{s}^{-1}$ atau $\text{cm}^3.\text{gmol}^{-1}.\text{s}^{-1}$
k_L	: koefisien perpindahan massa sisi liquid, $\text{mol. m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
k_{OH} dan k'_{OH}	: konstanta kecepatan reaksi, $\text{lt.gmol}^{-1}.\text{s}^{-1}$ atau $\text{cm}^3.\text{gmol}^{-1}.\text{s}^{-1}$
L	: laju alir total molar liquid, mol/s ; kecepatan superficial liquid, $\text{gmol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
M_H	: Bilangan Hatta
M_j	: berat molekul komponen j, kg.kgmole^{-1}
N_{CO_2}	: Interfacial flux CO_2 per gas-liquid interfacial area, $\text{kmol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
N_{Re}	: bilangan Reynold
n_g	: Total jumlah komponen pada fasa gas
n_L	: Total jumlah komponen pada fasa liquid
n_p	: Total jumlah produk reaksi pada fasa liquid
n_R	: Total jumlah reaktan pada fasa liquid
P	: Tekanan total, bar
P_A	: tekanan parsial gas CO_2 , Pa
P_{Ai}	: tekanan parsial gas CO_2 pada <i>interface</i> , Pa
Q	: notasi matrik metode kolokasi orthogonal
r	: kecepatan reaksi gas persatuan volume, $\text{mol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$
r_A	: laju reaksi A per unit volume, $\text{gmol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$
r_{OH}	: laju reaksi untuk K_2CO_3 dengan <i>amine</i> , $\text{gmol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$
r_1, r_2	: laju reaksi
R	: laju absorpsi per unit luas permukaan setelah waktu kontak t, $\text{mol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
\bar{R}	: laju absorpsi rata-rata dalam waktu kontak t, $\text{mol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
t	: waktu, s

T	: temperatur, K
V	: volume liquida, m^3
x	: koordinat film dari <i>interface</i> ke bulk liquida, m
x	: mol fraksi fasa liquida
x_j	: fraksi molar komponen j di fasa liquid
y	: mol fraksi fasa gas
y_j	: fraksi molar komponen j di fasa gas
y_L	: ketebalan film
Y_A	: mol A dalam kolom per mol gas masuk
Y_k	: mol k dalam kolom per mol gas masuk
z	: koordinat aksial, m
Δz	: tinggi segmen, m

Huruf Latin

α_j	: koefisien stoikiometrik komponen j
ε_L	: liquid hold up packing, $kg.m^{-3}$
ζ	: posisi axial tak berdimensi
θ	: waktu kontak elemen liquida-gas <i>interface</i> , s^{-1}
Ω	: cross sectional tower, m^2
δ	: tebal film difusi, m
μ	: viscositas liquida, $kg.m^{-1}.s^{-1}$
π	: orde reaksi masing-masing reaktan terhadap produk P
ρ	: densitas liquida, $kg.m^{-3}$
\emptyset	: <i>volumetric holdup</i> , $cm^3.cm^{-3}$
Γ	: fungsi gamma

DAFTAR NOTASI

a_3	: <i>specific area</i> per unit volume dari <i>packed column</i> , $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$
A	: luas penampang kolom, m^2
C_A	: konsentrasi gas CO_2 dalam badan liquida, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{A0}	: konsentrasi gas CO_2 dalam badan liquida awal, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{Ai}	: konsentrasi gas CO_2 dalam <i>interface</i> , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{Ae}	: konsentrasi gas CO_2 berkesetimbangan dalam liquida, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_B	: konsentrasi akhir reaktan, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_i	: konsentrasi ion-ion yang valensinya z_i , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{B0}	: konsentrasi awal reaktan, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_o	: konsentrasi gas pada saat $t = 0$, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_B^0	: konsentrasi komponen B pada <i>bulk</i> , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{Rj}	: konsentrasi molar dari species j pada fasa liquid, $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_P^o	: konsentrasi komponen produk pada <i>bulk</i> , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_P	: konsentrasi produk, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
C_{OH^-}	: konsentrasi OH^- , $\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$
d_i	: <i>driving force</i> untuk difusi massa, m^{-1}
D_A	: koefisien difusi gas CO_2 , $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
DG	: koefisien difusi gas, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
DL	: koefisien difusi liquid, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
E	: <i>enhancement factor</i>
F	: <i>fluks</i> diffusi, $\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
F	: Laju alir total gas, $\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}$
G	: kecepatan gas superficial, $\text{gmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$; aliran total molar gas, $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
G_T	: laju alir molar total gas
H	: tinggi <i>Packed Column</i> , m
He	: konstanta Henry untuk reactive solution, $\text{Pa} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$
He^0	: konstanta Henry untuk pure water, $\text{Pa} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$
H_T	: <i>height transfer unit</i> , m
h_G	: parameter <i>specific gas</i> , $\text{m}^3 \text{kmol}^{-1}$

h_i	: parameter spesifik ion, $\text{m}^3\text{kmol}^{-1}$
h_T	: parameter spesifik gas untuk effect temperatur, $\text{m}^3\text{kmol}^{-1}\text{K}^{-1}$
I	: kekuatan <i>ionic</i> , ion.m^{-3}
K_W	: konstanta kesetimbangan air, mol.m^{-3}
k	: konstanta laju reaksi <i>over-all first-order</i> , s^{-1}
k_G	: koefisien perpindahan massa sisi gas, $\text{mol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
k_c	: konstanta kecepatan reaksi katalitik, $\text{lt.gmol}^{-1}.\text{s}^{-1}$ atau $\text{cm}^3.\text{gmol}^{-1}.\text{s}^{-1}$
k_L	: koefisien perpindahan massa sisi liquid, $\text{mol. m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
k_{OH} dan k'_{OH}	: konstanta kecepatan reaksi, $\text{lt.gmol}^{-1}.\text{s}^{-1}$ atau $\text{cm}^3.\text{gmol}^{-1}.\text{s}^{-1}$
L	: laju alir total molar liquid, mol/s ; kecepatan superficial liquid, $\text{gmol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
M_H	: Bilangan Hatta
M_j	: berat molekul komponen j, kg.kgmole^{-1}
N_{CO_2}	: Interfacial flux CO_2 per gas-liquid interfacial area, $\text{kmol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
N_{Re}	: bilangan Reynold
n_g	: Total jumlah komponen pada fasa gas
n_L	: Total jumlah komponen pada fasa liquid
n_p	: Total jumlah produk reaksi pada fasa liquid
n_R	: Total jumlah reaktan pada fasa liquid
P	: Tekanan total, bar
P_A	: tekanan parsial gas CO_2 , Pa
P_{Ai}	: tekanan parsial gas CO_2 pada <i>interface</i> , Pa
Q	: notasi matrik metode kolokasi orthogonal
r	: kecepatan reaksi gas persatuan volume, $\text{mol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$
r_A	: laju reaksi A per unit volume, $\text{gmol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$
r_{OH}	: laju reaksi untuk K_2CO_3 dengan <i>amine</i> , $\text{gmol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$
r_1, r_2	: laju reaksi
R	: laju absorpsi per unit luas permukaan setelah waktu kontak t, $\text{mol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
\bar{R}	: laju absorpsi rata-rata dalam waktu kontak t, $\text{mol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
t	: waktu, s

T	: temperatur, K
V	: volume liquida, m^3
x	: koordinat film dari <i>interface</i> ke bulk liquida, m
x	: mol fraksi fasa liquida
x_j	: fraksi molar komponen j di fasa liquid
y	: mol fraksi fasa gas
y_j	: fraksi molar komponen j di fasa gas
y_L	: ketebalan film
Y_A	: mol A dalam kolom per mol gas masuk
Y_k	: mol k dalam kolom per mol gas masuk
z	: koordinat aksial, m
Δz	: tinggi segmen, m

Huruf Latin

α_j	: koefisien stoikiometrik komponen j
ε_L	: liquid hold up packing, $kg.m^{-3}$
ζ	: posisi axial tak berdimensi
θ	: waktu kontak elemen liquida-gas <i>interface</i> , s^{-1}
Ω	: cross sectional tower, m^2
δ	: tebal film difusi, m
μ	: viscositas liquida, $kg.m^{-1}.s^{-1}$
π	: orde reaksi masing-masing reaktan terhadap produk P
ρ	: densitas liquida, $kg.m^{-3}$
\emptyset	: <i>volumetric holdup</i> , $cm^3.cm^{-3}$
Γ	: fungsi gamma

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sebagian besar senyawa kimia ditemukan di alam dalam keadaan yang tidak murni. Biasanya, suatu senyawa kimia berada dalam keadaan tercampur dengan senyawa lain. Untuk beberapa keperluan seperti sintesis senyawa kimia yang memerlukan bahan baku senyawa kimia dalam keadaan murni atau proses produksi suatu senyawa kimia dengan kemurnian tinggi, proses pemisahan perlu dilakukan. Proses pemisahan sangat penting dalam bidang teknik kimia. Suatu contoh pentingnya proses pemisahan adalah pada proses pengolahan gas alam dan industri petrokimia. Pada proses pengolahan ini diperlukan pemisahan gas CO₂ dimana gas ini merupakan gas yang korosif (*acid gas*) sehingga bisa merusak sistem perpipaan. Pada industri *Liquified Natural Gas (LNG)*, gas CO₂ harus dihilangkan karena pada suhu sangat rendah CO₂ akan membeku yang mengakibatkan tersumbatnya sistem perpipaan dan merusak *tubing-tubing* pada *main heat exchanger*. Pada industri pupuk, gas CO₂ merupakan produk samping dari proses pembuatan amoniak, dimana gas CO₂ bersifat racun yang dapat menutup *active site* dari katalis sehingga dapat menghambat kinerja katalis dalam proses sintesa amoniak, sehingga harus dipisahkan sebelum masuk kedalam unit pembentukan amoniak.

Dari kerugian seperti yang dijelaskan di atas, maka penting dilakukan proses pemisahan CO₂ dari aliran gas. Rao dan Rubin (2002), mengemukakan ada beberapa teknologi untuk memisahkan dan menangkap karbondioksida seperti : proses absorpsi secara fisik dan kimia, proses adsorpsi, proses *cryogenic* (pendinginan), teknologi membran dan menggunakan sistem alga atau mikroba.

Mengacu pada spesifikasi produk amoniak yang akan dibentuk dengan kadar CO₂ maksimal 50 ppm, maka metode penghilangan CO₂ yang dipilih adalah absorpsi secara kimia karena bisa mengurangi kadar CO₂ hingga level ppm dan tidak

sensitif terhadap *partial pressure* CO₂. Selain itu teknologi ini dipilih juga karena lebih ekonomis dan telah dikembangkan dengan baik serta telah diaplikasikan pada berbagai proses komersial.

Dalam pemilihan absorben yang paling efektif harus memperhatikan banyak faktor, baik dari segi selektivitas, efektivitas, kondisi dan biaya operasi yang optimal. Jenis absorben yang biasa digunakan yaitu senyawa alkanolamines, seperti larutan, MEA, DEA, dan MDEA. Untuk larutan amine reaksi absorpsinya cenderung cepat namun kurang stabil pada suhu tinggi serta membutuhkan konsumsi energi regenerasi yang tinggi, terutama amine primer dan sekunder. Untuk amine tersier seperti MDEA, reaksinya lebih lambat dibanding amine primer dan sekunder namun kelebihanannya adalah amine tersier lebih stabil pada suhu tinggi serta konsumsi energi regenerasi yang relatif lebih rendah. Untuk meningkatkan efektivitas absorpsi MDEA bisa dilakukan dengan menambahkan promotor. Dasar pemilihan promotor untuk pelarut MDEA pada proses absorpsi mengacu pada jurnal berikut.

Bishnoi dkk (2000), dalam penelitiannya mengenai absorpsi gas CO₂ dalam MDEA berpromotor PZ telah membuktikan bahwa kinetika absorpsi bisa berlangsung dengan homogen dan kesetimbangan reaksi berjalan lebih cepat. Selain itu, Rob lensen (2004) dengan penelitiannya tentang efek promotor PZ dalam *removal* CO₂ telah membandingkan promotor PZ, MEA, dan DEA untuk larutan MDEA berhasil membuktikan bahwa PZ lebih efektif dalam mempercepat reaksi MDEA dengan CO₂. Sehingga jenis promotor yang digunakan dalam penelitian ini adalah piperazine (PZ).

Babatunde A. (2007) melakukan penelitian mengenai alternatif konfigurasi stripper menggunakan 5 pelarut berbeda, yaitu *methyldiethanilamine* (MEA), potassium karbonat berpromotor PZ, potasium karbonat berpromotor MEA, *methyldiethanolamine* (MDEA), dan *hindered amines*. Hasil dari

penelitian tersebut, konfigurasi proses serta pelarut terbaik adalah MDEA berpromotor PZ dimana CO_2 removal sebesar 90%.

Dalam prosesnya, absorpsi itu tidak bisa berdiri sendiri, perlu ada proses regenerasi pelarut atau biasa disebut proses stripping. Sehingga absorpsi dan stripping merupakan kesatuan sistem yang saling berkaitan, dimana CO_2 di absorp oleh pelarut dalam *countercurrent contactor* dengan hasil berupa larutan kaya CO_2 (*rich solven*) menuju ke stripper yang terlebih dahulu bertukar panas dengan larutan sedikit CO_2 (*lean solven*) yang keluar dari stripper menuju absorber. CO_2 dihilangkan dari *rich solvent* di dalam stripper reboiler. Proses stripping berlangsung di 3 bagian, yaitu di *inlet* stripper, *packing column*, serta di reboiler. sehingga kondisi operasi yang optimal dalam stripper sangatlah penting karena kebutuhan energi dalam proses stripping itu sendiri sebesar 80% dari biaya operasi pada sistem absorpsi/stripping (Oyenekan dan Rochelle, 2006). Kebutuhan energi dalam proses stripping yang tinggi tersebut menuntut industri untuk mengoptimalkan kondisi operasi agar efisiensi stripper menjadi maksimal.

Maka dari itu pemodelan dan simulasi untuk proses stripping CO_2 dari larutan MDEA berpromotor PZ ini sangat diperlukan untuk merencanakan dan mengetahui detail operasi pada sistem stripping serta transfer masa sehingga kebutuhan energi sekaligus kondisi operasi yang optimal bisa diperhitungkan sebelum prosesnya dijalankan dalam dunia industri.

1.2 Perumusan Masalah

1. Bagaimana pembuatan model matematik untuk proses *stripping* gas CO_2 dari larutan MDEA berpromotor PZ didalam *packed column*?
2. Bagaimana validasi model matematik untuk proses *stripping* gas CO_2 dari larutan MDEA berpromotor PZ didalam *packed column*?

3. Bagaimana pengaruh variabel seperti suhu *rich solution* masuk, tekanan *stripper*, dan suhu *steam* masuk terhadap efisiensi *stripping* untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor PZ didalam *packed column*?

1.3 Batasan Masalah

Penelitian ini dilakukan dengan menggunakan *packed column stripper* dan *feed* berupa *rich solution* dari hasil absorpsi gas CO₂ dengan larutan MDEA berpromotor PZ.

1.4 Tujuan Penelitian

1. Membuat model matematik proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor PZ didalam *packed column*.
2. Melakukan validasi model matematik dengan membandingkan hasil prediksi dengan data lapangan.
3. Mengkaji secara teoritis pengaruh berbagai variabel proses seperti suhu *rich solution* masuk, tekanan *stripper*, dan suhu *steam* masuk terhadap efisiensi *stripping*.

1.5 Manfaat Penelitian

Dengan penelitian ini diharapkan model matematik untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor PZ didalam *packed column* yang telah dibuat, dapat digunakan untuk mengkaji secara teoritis dengan cara memprediksi pengaruh berbagai variabel proses seperti suhu *rich solution* masuk, tekanan *stripper*, dan suhu *steam* masuk untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor PZ didalam *packed column*. Hasil prediksi tersebut diharapkan dapat membantu untuk proses perancangan *packed column* skala industri.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

Stripping adalah operasi pemisahan solute dari fase cair ke fase gas, yaitu dengan mengontakkan cairan yang berisi solute dengan pelarut gas (stripping agent) yang tidak larut ke dalam cairan. Proses Stripping dilakukan dalam kolom stripper, dimana Stripper adalah suatu alat yang digunakan untuk mengambil suatu zat atau senyawa dari senyawa lainnya dengan fase yang berbeda. Stripper biasanya dipasangkan dengan absorber untuk regenerasi dan recycle absorben agar dapat digunakan kembali.

Stripper disebut juga sebagai kolom distilasi berfungsi sebagai unit operasi untuk melakukan proses pemisahan sebuah campuran menjadi dua atau lebih produk yang memiliki titik didih berbeda, dengan mengeluarkan komponen yang lebih mudah menguap dari campuran.

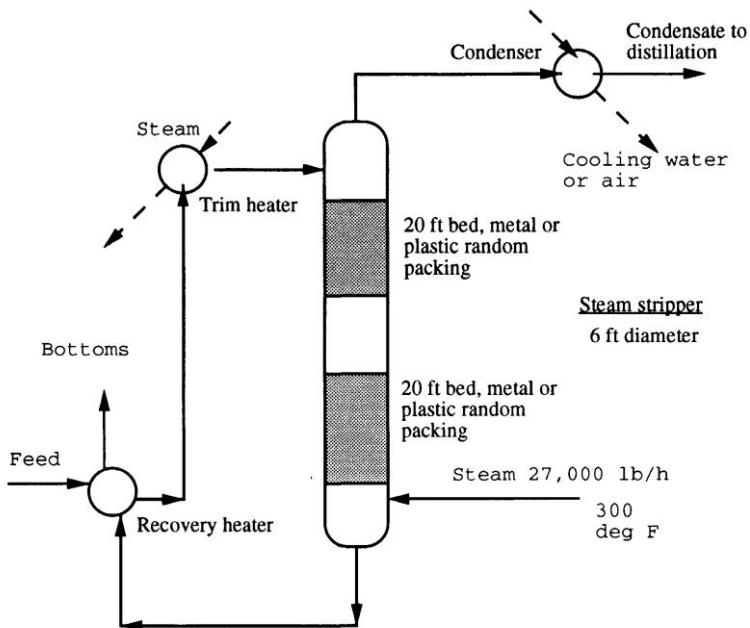
2.1 Steam Stripping

Aliran larutan campuran dipanaskan dan dikontakkan dengan steam di dalam packed atau trayed tower. Kombinasi efek steam dan panas atau suhu menyebabkan material organik berpindah dari fase liquid ke fase gas. Material ini kemudian dibawa keluar oleh gas. Sebagai hasilnya, larutan campuran memiliki kandungan material organik lebih sedikit sedangkan gas menjadi kaya akan material organik.

Steam diinjeksikan lewat bagian bawah tower untuk menyediakan panas dan aliran vapor. Larutan bersih keluar melewati bagian bawah tower. Larutan campuran dimasukkan lewat bagian atas tower dan steam yang memiliki kandungan material organik keluar lewat bagian atas tower. Hasil yang didapatkan dalam steam stripper dan kondensor adalah larutan campuran dan steam diinjeksikan ke dalam tower dan larutan bersih didapatkan.

Persyaratan steam untuk proses stripping bervariasi bergantung tekanan operasi, tipe organik, dan derajat organik

removal/recovery. Untuk campuran komponen yang mudah larut dan sulit larut dalam air, sistem stripping hampir sama dengan sistem destilasi. Steam stripping juga dapat digunakan untuk menghilangkan komponen yang memiliki volatilitas rendah ketika komponen memiliki kelarutan yang rendah dalam air. Semua komponen itu dapat dihilangkan dari air dengan steam stripping, meskipun mempunyai volatilitas yang lebih rendah daripada air. Teknik ini telah digunakan selama bertahun-tahun, khususnya dalam industri petroleum.



Gambar 2.1. Steam Stripper sederhana tanpa recovery pelarut

2.2 Stripper Dengan Reboiler

Pemanasan kembali pada bottom solar stripper bertujuan agar terjadi penguapan. Uap dalam reboiler mempunyai Specific Gravity (SG) yang lebih rendah dari pada SG cairan di dasar stripper, cairan di dasar stripper akan mendorong uap kembali ke stripper dan seterusnya menguap kembali ke kolom fraksinasi. Stripper dengan reboiler ada dua macam :

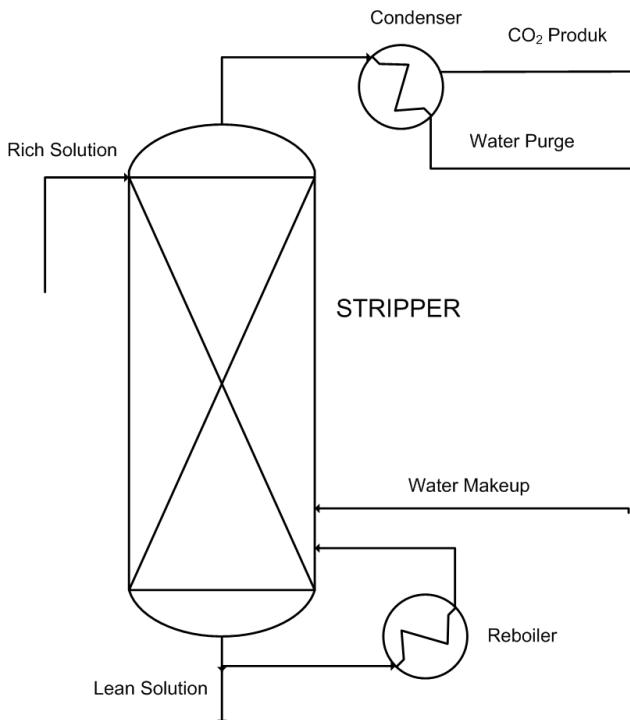
2.2.1 Stripper Dengan Dapur Reboiler

Reboiler jenis ini banyak digunakan. Bentuknya seperti dapur yang berfungsi untuk memanaskan fluida cair dari dasar stripper yang masih banyak mengandung fraksi – fraksi ringan yang tidak dikehendaki. Dengan bantuan pompa cairan dilewatkan melalui dapur dan dipanaskan sampai suhu tertentu, sehingga fraksi ringan yang tidak dikehendaki didalam produk akan teruapkan melalui puncak stripper. Dengan menguapkan fraksi ringan maka produk dari dasar stripper flash pointnya akan naik.

2.2.2 Stripper Dengan Thermosiphon Reboiler

Reboiler jenis ini berbentuk seperti alat penukar panas yang terdiri dari shell and tube dan banyak digunakan pada unit yang mempunyai produk dengan temperatur yang masih tinggi sehingga panasnya dimanfaatkan sebagai reboiler stripper.

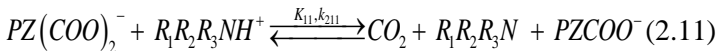
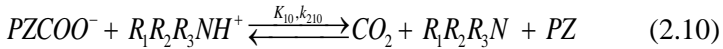
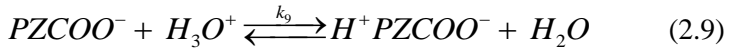
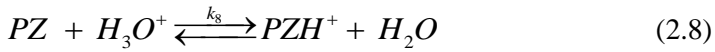
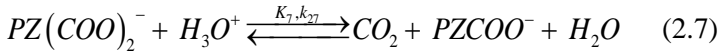
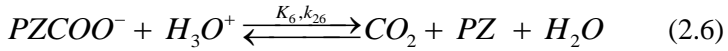
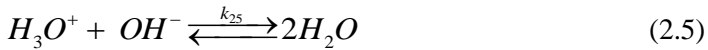
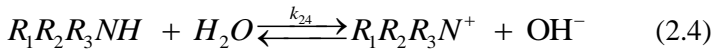
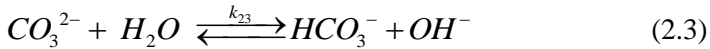
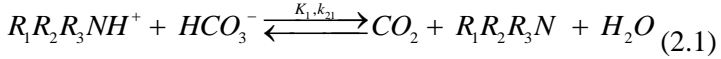
Prinsip kerja reboiler ini bekerja atas dasar perbedaan specific Gravity yaitu dengan adanya pemanasan dari media pemanas cairan yang ada pada dasar stripper. Cairan yang lebih panas mempunyai Specific Gravity lebih kecil, sehingga cairan pada dasar stripper mendesak cairan yang berbeda pada alat penukar panas kembali ke stripper, sehingga terjadi aliran pada alat penukar panas tersebut. Dengan adanya aliran tersebut, fraksi ringan yang masih terkandung didasar stripper akan naik dan menguap melalui puncak stripper. Dengan demikian produk yang diambil dari dasar stripper diharapkan sudah sesuai dengan spesifikasinya.



Gambar 2.2. Stripper dengan Reboiler

2.3 Kinetika Reaksi

Mekanisme reaksi stripping gas CO₂ dari larutan MDEA dengan menggunakan promotor PZ adalah sebagai berikut. (Pawlak, 2010; Cullinane, 2004; Bishnoi, 2000)



Untuk sistem CO₂-(MDEA-PZ-H₂O) nilai k₂₁ dan k₂₆ dapat diestimasi dengan persamaan Arrhenius, sehingga didapatkan korelasi sebagai berikut. Korelasi ini sesuai hasil eksperimen yang dikerjakan oleh Bishnoi dan Rochelle (2002).

$$k_{21} = 1.75 \times 10^4 \exp \left(\frac{-8.75 \times 10^4}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \right) \quad (2.12)$$

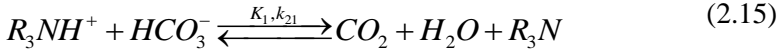
$$k_{26} = 1.55 \times 10^4 \exp \left(\frac{-8.75 \times 10^4}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \right) \quad (2.13)$$

Berdasarkan penelitian yang dilakukan oleh Pawlak, dkk (2010) mengenai studi kinetika absorpsi gas karbon dioksida

dalam larutan MDEA yang diaktivasi didapatkan hasil bahwa pada dasarnya reaksi overall antara CO₂ dengan MDEA adalah sebagai berikut.



Maka untuk kinetika stripping gas CO₂ dalam larutan MDEA didapatkan reaksi overall adalah sebagai berikut.



Dengan mengabaikan Persamaan neraca massa pada sistem, kecepatan CO₂ yang terstripping dari larutan MDEA dapat ditunjukkan sebagai berikut.

$$r_{ov} = k_{21}[MDEA^+][HCO_3^-] \quad (2.16)$$

Dalam larutan MDEA yang telah diaktivasi, model dari laju stripping bisa digambarkan sebagai dua parallel rapid pseudo-first-order reversible reaction dan laju reaksi keseluruhan dari karbon dioksida adalah.

$$r = (k_2 C_{am} + k_p C_p)(C_{CO_2,eq} - C_{CO_2}) \quad (2.17)$$

Dimana C_{am} dan C_p adalah konsentrasi dari amine dan piperazine. Sedangkan nilai plot Arhenius untuk k_p diberikan pada persamaan berikut.

$$k_p = 2.98 \times 10^{11} \exp(-6424 / T) \quad (2.18)$$

Xu, Guo-Wen. melakukan pengukuran terhadap reaksi antara CO₂ dengan ion hidroksida dari 0-40 °C. Dimana dinyatakan bahwa reaksi adalah reaksi orde dua.



$$k_{OH} (m^3 / kmol \cdot s) = 4.315 \times 10^{13} \exp\left(\frac{-6666}{T}\right) \quad (2.20)$$

2.4 Model Matematika

Rochelle, dkk (2003) mengembangkan model matematika untuk stripping gas CO₂ dalam larutan K₂CO₃ berpromotor PZ pada packed column. Model matematika tersebut diadopsi dan

digunakan pada proses stripping gas CO₂ dalam larutan MDEA berpromotor PZ.

Neraca Massa pada setiap segmen

$$l_{ij-1} + (V_{ij+1} \times y_{i,j+1}) = l_{ij} + (V_{ij} \times y_{ij}) \quad (2.21)$$

Dengan asumsi mengabaikan penguapan amine

$$l_{ij-1} = l_{ij} \quad (2.22)$$

i=amine, j=segmen

Persamaan kesetimbangan

$$CO_2 : P_{CO_2} = \exp \left(A + (B\gamma) + \frac{C}{T} + \left(\frac{D\gamma^2}{T^2} \right) + \left(\frac{E\gamma}{T^2} \right) + \left(f \frac{\gamma}{T} \right) \right) \quad (2.23)$$

$$H_2O : P_{H_2O} = \frac{\left[act \times \exp \left(A + \left(B / T \right) + C \ln T + DT^E \right) \right]}{1000} \quad (2.24)$$

Aktivitas air

$$act = act1 + (act2 \times \gamma) + (act3 / T) \quad (2.25)$$

Sehingga Total persamaan

$$1.0 = \sum_i y_{ij} \quad (2.26)$$

Persamaan Entalpi (Neraca Energi)

$$V_{j+1} \left[\left[y_{H_2O,j+1} \times (H_{vap} + (C_{pH_2O,j+1} \times (T_{j+1} - T_{ref}))) \right] y_{CO_2,j+1} \times \left(\left(\frac{\Delta H_{j+1}}{1000} \right) + (C_{pCO_2,j+1} \times (T_{j+1} - T_{ref})) \right) \right] + (L_{j-1} \times C_{pLj-1} \times (T_{j+1} - T_{ref})) + Q_j$$

$$= V_j \left[\left[y_{H_2O,j} \times (H_{vap} + (C_{pH_2O,j} \times (T_j - T_{ref}))) \right] y_{CO_2,j} \times \left(\left(\frac{\Delta H_j}{1000} \right) + (C_{pCO_2,j} \times (T_j - T_{ref})) \right) \right] + (L_j \times C_{pLj} \times (T_j - T_{ref})) \quad (2.27)$$

Tekanan Total pada tiap segmen

$$P_{CO_2,i} + P_{H_2O,i} = P_T \quad (2.28)$$

$$P_{CO_2} + P_{H_2O} = P_T \quad (2.29)$$

CO₂ yang berpindah berdasarkan fase liquid

$$N_{CO_2} = k'_g \times 1000 \times (P_{CO_2}^* - P_{CO_2,i}) \quad (2.30)$$

CO₂ yang berpindah pada fase gas

$$N_{CO_2} = k_g \times 1000 \times (P_{CO_2,i} - P_{CO_2}) + \left[(N_{CO_2} + N_{H_2O}) \frac{P_{CO_2,i} - P_{CO_2}}{P_T \ln(P_{CO_2,i} / P_{CO_2})} \right] \quad (2.31)$$

2.4.1. Termodinamik

Tekanan uap CO₂ dan panas *desorption* pada kondisi stripper dinyatakan dalam persamaan empiris. (Rochelle, 2007)

$$\ln P_{CO_2}^* (kPa) = K_{CO_2} X_{CO_2} \left[\frac{\gamma}{1 - \gamma} \right] \quad (2.32)$$

$$\ln K_{CO_2} = A + \frac{B}{T} + C \gamma X_{amine}^o + D (\gamma X_{amine}^o)^{0.5} \quad (2.33)$$

$$-\frac{\Delta H}{R} = \frac{\partial (\ln P_{CO_2}^*)}{\partial (1/T)} \quad (2.34)$$

2.4.2. Perhitungan Neraca Massa

Flux gas CO₂ dari *bulk liquid* ke *bulk gas* diberikan dalam persamaan.

$$N_{CO_2} = K_G (P_{CO_2*} - P_{CO_2}) \quad (2.35)$$

Koefisien transfer massa *overall*, K_G dapat diekspresikan sebagai penjumlahan hambatan seri yang terdiri dari fase gas ($1/k_g$) dan fase liquid ($1/k_g'$)

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_g} + \frac{1}{k_g'} \quad (2.36)$$

Desorpsi film gas terkontrol jika k_g mengontrol kecepatan desorpsi dan film liquid terkontrol jika kinetik dan difusi reaktan dan produk, k_g' mengontrol kecepatan desorpsi

Koefisien transfer massa fase cair dapat dipisahkan menjadi kinetik ($1/k_g''$) dan difusi reaktan dan produk ($s/k_{l,prod}$) diberikan sebagai

$$\frac{1}{k_g'} = \frac{1}{k_g''} + \frac{s}{k_{l,prod}} \quad (2.37)$$

Dimana s adalah slope garis kesetimbangan yang didapatkan dari Cullinane (2005). Hambatan kinetik diberikan sebagai

$$\frac{k_g'}{k_g''} = \frac{k_{l,prod}}{k_{l,prod} + s k_g''} \quad (2.38)$$

Persamaan empiris k_g' didapatkan dari Rochelle Dkk, (2003)

Pressure drop pada kolom stripper dapat dihitung dengan persamaan

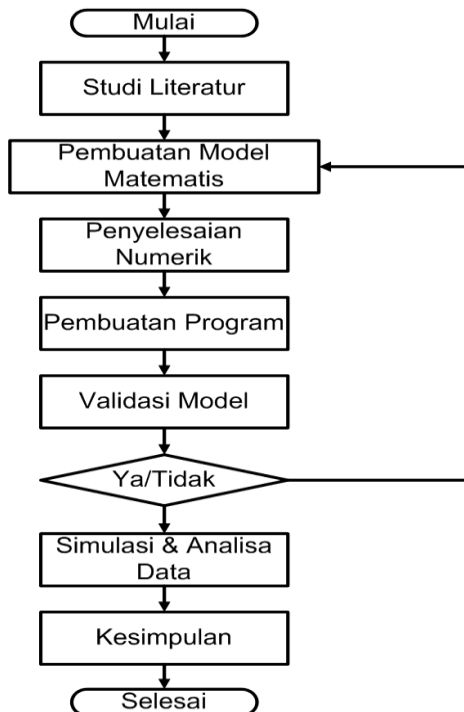
$$\Delta P = f^2 \Delta P_{flood} h_{seg} \quad (2.39)$$

Dengan *pressure drop* saat *flood* ΔP_{flood} diatur 1.63kPa/m

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

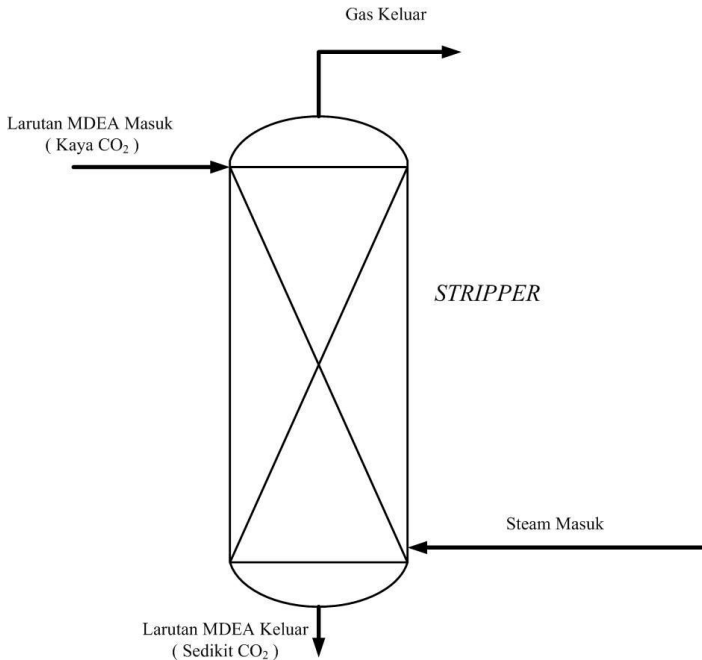
Penelitian ini dilakukan secara teoritis dengan mengembangkan model matematik proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor PZ pada *packed column* skala industri. Sistem yang dipelajari adalah packed column dengan diameter, tinggi, dan jenis packing seperti yang digunakan pada industri. Langkah-langkah penelitian dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar 3.1 Langkah-langkah pembuatan model matematik untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor PZ dalam packed column

3.1 Sistem yang Ditinjau

Sistem yang ditinjau adalah sistem kolom stripper yang ditunjukkan seperti gambar berikut :

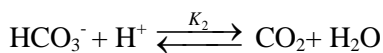
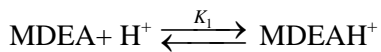


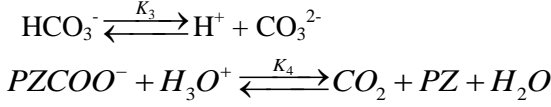
Gambar 3.2 Sistem *stripping* gas CO₂ dalam larutan MDEA berpromotor PZ dalam *packed column*

3.2 Model Matematika

3.2.1 Data Kestimbangan Reaksi

Reaksi kesetimbangan yang terjadi pada proses Stripping CO₂ adalah sebagai berikut :





Dengan harga konstanta pada temperatur T°C adalah sebagai berikut (Fe Yi, 2009) :

$$K_1 = \exp\left(\left(\frac{-8483.95}{T}\right) + (-13.8328 \ln T) + 87.39717\right) \quad (3.1)$$

$$K_2 = \exp\left(-294.74 + \frac{3.6439 \times 10^3}{T} - \frac{1.8416 \times 10^8}{T^2} - \frac{4.1579 \times 10^{10}}{T^3} - \frac{3.5429 \times 10^{12}}{T^4}\right) \quad (3.2)$$

$$K_3 = \exp\left(\frac{-12431.7}{T} + (-35.4819) + 220.067\right) \quad (3.3)$$

$$K_w = \exp\left(39.555 - \frac{9.878 \times 10^4}{T} + \frac{5.6883 \times 10^7}{T^2} - \frac{1.4645 \times 10^{10}}{T^3} + \frac{1.3615 \times 10^{12}}{T^4}\right) \quad (3.4)$$

$$K_4 = \exp\left(-29.31 + \frac{5615}{T}\right) \quad (3.5)$$

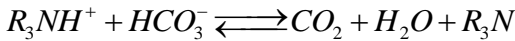
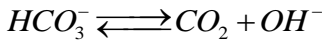
Dimana konsentrasi OH⁻ dan CO₂ pada kondisi setimbang adalah:

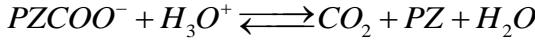
$$C_{\text{OH}^-} = \frac{K_w}{K_2} \frac{C_{\text{CO}_3^{2-}}}{C_{\text{HCO}_3^-}} \quad (3.6)$$

$$C_{\text{CO}_2, e} = \frac{K_1}{K_2} \frac{(C_{\text{MDEA}^+})^2}{C_{\text{MDEA}}} \quad (3.7)$$

3.2.2 Data Kinetika Reaksi

Berdasarkan percobaan yang dilakukan oleh Xu, dkk, (1992). Reaksi yang terjadi saat stripping gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor Piperazine adalah sebagai berikut.





Berdasarkan reaksi diatas maka rate reaksi antara CO₂ dan MDEA adalah sebagai berikut

$$r_1 = k_{OH} (OH^-) (C_{CO_2,eq} - C_{CO_2}) \quad (3.8)$$

$$r_2 = (k_{MDEA} C_{MDEA} + k_p C_p) (C_{CO_2,eq} - C_{CO_2}) \quad (3.9)$$

Dimana C_{MDEA} dan C_p adalah konsentrasi dari MDEA dan Piperazine. Sedangkan k_{OH}, k_{MDEA}, dan k_p, berturut-turut adalah konstanta laju reaksi untuk ion OH⁻, MDEA, dan Piperazine. Dimana konstanta-konstanta tersebut diperoleh dari penelitian Xu, dkk (1992).

$$k_{OH} = 4.315 \times 10^{13} \exp\left(\frac{-6666}{T}\right) \quad (3.10)$$

$$k_{MDEA} = 5.86 \times 10^6 \exp\left(\frac{-3984}{T}\right) \quad (3.11)$$

$$k_p = 2.29 \times 10^{11} \exp\left(\frac{-6424}{T}\right) \quad (3.12)$$

3.2.3 Data Kelarutan Komponen

Pada penelitian ini, data kelarutan gas dalam larutan Amine (MDEA) diperoleh dari hukum Henry :

$$P_A^* = \frac{He.C_A^*}{C} \quad (3.13)$$

Dengan memperhatikan tahanan pada sisi liquida dan gas, maka untuk mendapatkan konsentrasi CO₂ pada *interface* bisa didapatkan dari persamaan berikut :

$$C_{Ai} = \frac{k_G y_A P + Ek_L C_A^0}{Ek_L + k_G He} \quad (3.14)$$

Dimana nilai *He*, bisa didapatkan berdasarkan persamaan berikut :

$$\log\left(\frac{H_e}{H_e^0}\right) = h_1 I_1 + h_2 I_2 \quad (3.15)$$

dengan data konstanta *Henry* pada air murni (He^o) pada temperatur T masing-masing gas bisa didapatkan dengan menggunakan persamaan berikut:

$$He^o_T = He^o_{298} \times \exp\left(\frac{-d \ln kH}{d(1/T)} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298}\right)\right) \quad (3.16)$$

Tabel 3.1. Nilai Konstanta *Henry* Air Murni pada $T=298$ K Tiap Komponen

Komponen	He^o_{298K} (mol/cm ³ .atm)	$-d \ln kH/d(1/T)$ (K)
CO ₂	$3.6 \cdot 10^{-5}$	2200
CO	$9.9 \cdot 10^{-7}$	1300
H ₂	$7.8 \cdot 10^{-7}$	500
N ₂	6.1×10^{-7}	1300
CH ₄	1.4×10^{-6}	1600
Ar	1.4×10^{-6}	1500

(*Rolf Sander, 1999*)

Sedangkan h_1 dan h_2 adalah konstanta yang merupakan hasil penjumlahan harga h spesies ion positif dan ion negatif serta spesies gas.

$$h = h_+ + h_- + h_G \quad (3.17)$$

Dimana : h_+ (MDEAH⁺) = 0.041 dm³/mol.

h_- (CO₃²⁻) = 0.021 dm³/mol.

h_- (HCO₃⁻) = 0.021 dm³/mol.

untuk konstanta h_G yang bergantung pada temperatur (T), dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$h_G = h_{G,o} + h_T \times (T - 298.15) \quad (3.18)$$

Tabel 3.2. Nilai h_G dan h_T Tiap Komponen

Komponen	$h_{G,0}$ (cm ³ /mol)	h_T (cm ³ /mol.K)
CO ₂	-17.2	-0.338
CO	-	-
H ₂	-21.8	-0.299
N ₂	-1	-0.605
CH ₄	2.2	-0.524
Ar	5.7	-0.485

(Weisenberger, 1996)

3.2.4 Data Perpindahan Massa dan Panas

Estimasi koefisien difusi di dalam campuran gas oleh Taylor dan R. Krishna (1993), dapat menggunakan persamaan dari Fuller, dkk. (1966) yang telah direkomendasikan oleh Reid, dkk. (1987) dan Daubert, (1985) yakni sebagai berikut:

$$D_G = \frac{10^{-3} T^{1.75} \left(\frac{1}{MW_{CO_2}} + \frac{1}{MW_X} \right)^{0.5}}{P^* (V_{CD}^{1/3} + V_X^{1/3})} \quad (3.19)$$

$$D_L = \frac{7.4 \times 10^{-8} T (\phi.MW_L)^{0.5}}{\mu_L V_A^{0.6}} \quad (3.20)$$

Koefisien perpindahan massa sisi gas untuk *Packed Column* proses stripping diperoleh dari korelasi empiris Onda, dkk. (1982) :

$$k_G = \frac{5.23}{RT} (Re_G)^{0.7} (Sc_G)^{1/3} (a_p d_p)^{-2} (a_p D_G) \quad (3.21)$$

dengan nilai $A=2$ jika diameter *packing* kurang dari 0.012 m dan $A=5.23$ jika diameter lebih dari sama dengan 0.012 m.

Bilangan *Reynolds* fase gas (Re_G) sebagai berikut :

$$Re_G = \frac{\rho_G u_G}{\mu_G} \quad (3.22)$$

dan bilangan *Schmidt* fase gas adalah (Sc_G) sebagai berikut :

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \quad (3.23)$$

Koefisien perpindahan massa fasa cair diperoleh dari persamaan yang diberikan *Taylor* dan *R. Krishna (1993)* :

$$k_L = 0.0051 (Re_L)^{2/3} (Sc_L)^{-0.5} (a_p d_p)^{0.4} \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{-1/3} \quad (3.24)$$

Dimana bilangan *Schmidt* fasa cair (Sc_L) adalah:

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \quad (3.25)$$

Bilangan *Reynolds* fasa cair berdasarkan spesifik area (Re'_L) adalah:

$$Re'_L = \frac{\rho_L u_L}{\mu_L a'} \quad (3.26)$$

dan kecepatan *superficial* liquida (u_L) adalah:

$$u_L = \frac{L_{KG}}{A_t \rho_L} \quad (3.27)$$

Untuk menghitung *interfacial area* (a') berdasarkan *specific packing area* (a_p) adalah sebagai berikut:

$$\frac{a'}{a_p} = 1 - \exp \left\{ -1.45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0.75} (Re_L)^{0.1} (Fr_L)^{-0.05} (We_L)^{0.2} \right\} \quad (3.28)$$

dengan bilangan *Reynolds* fasa liquida berdasarkan spesifik area (Re_L) adalah:

$$Re_L = \frac{\rho_L u_L}{\mu_L a_p} \quad (3.29)$$

Bilangan *Froude* fasa liquida (Fr_L) adalah:

$$Fr_L = \frac{a_p u_L^2}{g} \quad (3.30)$$

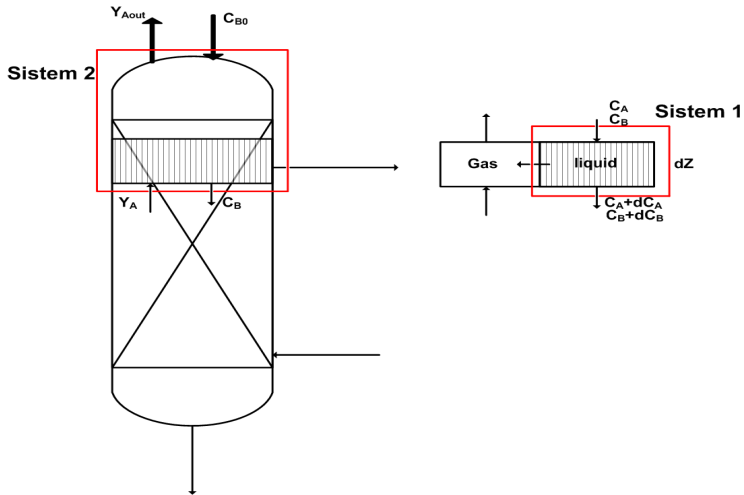
dan bilangan *Weber* fasa liquida (We_L) adalah:

$$We_L = \frac{\rho_L u_L^2}{a_p \sigma} \quad (3.31)$$

Sedangkan data koefisien transfer panas pada sisi gas diperoleh D.Babakhani, dkk (2009) yang menganalogikan antara heat and mass tranfer.

$$h_G = F_G M_a (c_{P,a} + Y c_{P,V}) \left(\frac{Sc}{Pr} \right)^{2/3} \quad (3.32)$$

3.2.5 Pengembangan Model Matematis Proses Stripping Pada Packed Column



Gambar 3.3 Skema model matematis stripping CO_2 pada packed column

Pengembangan model matematis dilakukan dengan membuat neraca massa differensial dengan asumsi sistem *isothermal*.

Neraca Massa Differensial

Sistem I

Accumulation = Input – Output + Generation - consumption

$$\text{CO}_2 : 0 = LC_A - L(C_A + dC_A) - \bar{R}A dz + r1A dz \quad (3.33)$$

$$0 = -L \frac{dC_A}{dz} - \bar{R}A + r1A \quad (3.34)$$

$$\bar{R}_A aA = r1A \quad (\text{Asumsi tidak ada gas yang terlarut}) \quad (3.35)$$

$$\text{MDEA} : 0 = LC_B - L(C_B + dC_B) + r1A dz \quad (3.36)$$

$$0 = -L \frac{dC_B}{dz} + r1A \quad (3.37)$$

$$k \text{ (gas terlarut)} : 0 = LC_K - L(C_K + dC_K) - \bar{R}_K aA \quad (3.38)$$

$$0 = -L dC_K - \bar{R}_K aA \quad (3.39)$$

$$L \frac{dC_K}{dz} = -\bar{R}_K aA \quad (3.40)$$

Substitusi persamaan (3.35) ke persamaan (3.37)

$$\frac{dC_B^0}{dz} = \frac{\bar{R}aA}{L} \quad (3.41)$$

$$\text{Dimana : } \frac{L}{A} = L_M \quad \text{maka : } \frac{dC_B^0}{dz} = \frac{\bar{R}a}{L_M} \quad (3.42)$$

$$\bar{R} = k_L E (C_{Ae} - C_{Ai}) \quad (3.43)$$

$$M_H = \frac{D_A \left(k_{OH} [C_{OH}] \left(k_{MDEA} [CMDEA] + k_p [C_p] \right) \right)}{k_L^2} \quad (3.44)$$

$$E = \sqrt{1 + M_H} \quad (3.45)$$

Persamaan (3.42) diselesaikan dengan metode kolokasi orthogonal :

Dimana : $\zeta = \frac{z}{Z_T}$ sehingga :

$$\int_{C_B^{IN}}^{C_B^0} dC_B^0 = \frac{aAZ_T}{L} \int_0^\zeta \bar{R} d\zeta \quad (3.46)$$

$$\int_{C_B^{IN}}^{C_B^0} dC_B^0 = \frac{k_L aAZ_T}{L} \int_0^\zeta E(C_{Ae} - C_{Ai}) d\zeta \quad (3.47)$$

Karena $H_T = \frac{L}{k_L aA}$, maka :

$$C_{Bj} - C_{Bin} = \frac{v_B Z_T}{H_T} \int_0^\zeta E(C_{Ae} - C_{Ai}) d\zeta \quad (3.48)$$

Persamaan (3.40) diselesaikan dengan metode kolokasi orthogonal :

$$\int_{C_K^{in}}^{C_K^0} dC_K^0 = \frac{aA}{L} \int_{z=0}^z R dz \quad (3.49)$$

$$\int_{C_K^{in}}^{C_K^0} dC_K^0 = \frac{aAZ_T}{L} \int_0^\zeta R_K d\zeta \quad (3.50)$$

$$C_{Kj} - C_{Kin} = \frac{k_L aAZ_T}{L} \int_0^\zeta (C_{Ke} - C_{Ki}) d\zeta \quad (3.51)$$

$$C_{Kj} - C_{Kin} = \frac{Z_T}{H_T} \int_0^\zeta (C_{Ke} - C_{Ki}) d\zeta \quad (3.52)$$

Sistem II

$$\text{CO}_2 : G_{in} [Y_{Aout} - Y_A] = \frac{L}{V_B} [C_B^0 - C_B^{in}] \quad (3.53)$$

$$k \text{ (gas terlarut) } : G_{in} [Y_{Kout} - Y_K] = \frac{V_B}{L} [C_K^{in} - C_K] \quad (3.54)$$

Y_k didefinisikan sebagai mol komponen k dalam gas per mol gas masuk.

Laju alir molar total gas pada setiap titik pada kolom diperoleh dari :

$$G_T = G \sum_{k=1}^{k=N \text{ komp}} Y_k \quad (3.55)$$

Sehingga mol fraksi komponen k pada tiap titik didalam packed coloumn diperoleh dari :

$$y_k = \frac{G \times Y_k}{G_T} \quad (3.56)$$

dan konsentrasi CO_2 pada interface:

$$C_{Ai} = \frac{k_G y_A P + E k_L C_{Ae}}{E k_L + k_G H e} \quad (3.57)$$

3.3 Penyelesaian numerik

Penyelesaian numeric yang digunakan pada penelitian ini adalah dengan menggunakan metode kolokasi orthogonal. Proses ini menghasilkan serangkaian persamaan aljabar yang simultan. Persamaan-persamaan tersebut kemudian diselesaikan dengan metode Newton Raphson, Persamaan (3.40) dan persamaan (3.42) diselesaikan seperti dibawah sehingga didapatkan % removal seperti persamaan (3.63).

$$C_{Bj} = C_{Bin} + \frac{Z_T}{H_T} \sum_{i=0}^{NC+1} H_{ji} E_i (C_{Ae} - C_{Ai}) \quad (3.58)$$

$$C_{Bj} - C_{Bin} = \frac{Z_T}{H_T} \sum_{i=0}^{NC+1} H_{ji} E_i (C_{Ae} - C_{Ai}) \quad (3.59)$$

$$C_{Kj} - C_{Kin} = \frac{Z_T}{H_T} \sum_{i=0}^{NC+1} H_{ji} (C_{Ke} - C_{Ki}) \quad (3.60)$$

$$C_{Kj} = C_{Kin} + \frac{Z_T}{H_T} \sum_{i=0}^{NC+1} H_{ji} (C_{Ke} - C_{Ki}) \quad (3.61)$$

$$\% Efisiensi = \left(1 - \frac{C_{Ain}}{C_{Aout}} \right) \times 100\% \quad (3.62)$$

3.4 Pembuatan Program

Penyelesaian model matematis dari persamaan-persamaan yang telah disebutkan diatas dibuat dalam program Matlab

3.5 Validasi Data

Validasi dilakukan dengan cara membandingkan data hasil prediksi simulasi dengan data riil pada Pabrik IV PT Pupuk Kalimantan Timur. Berikut data riil dari pabrik :

PROPERTIES FISIK KOLOM STRIPPER			
TINGGI PACKING	:	10000	mm
DIAMETER KOLOM	:	2330	mm
UKURAN PACKING	:	2"	Pall Rings
TEKANAN STRIPPER	:	0,27	kg/cm2g
		1,3081	atm
PROPERTIES STREAM MASUK			
RATE LIQUID MASUK	:	1725	ton/hr
SUHU LIQ MASUK	:	81,3	C
FRAKSI LIQ MASUK	:		
	- CO2	8,8	% wt
	- CO	1	ppm
	- N2	43	ppm

- H2	17	ppm
- Ar	1,9	% wt
- CH4	1	ppm
- MDEA	35	% wt
- Piperazine	1	ppm
- H2O	54,3	% wt
(*pemanas menggunakan process gas)		
RATE PROCESS GAS		
PEMANAS MASUK :	198292	Nm3/hr
	118182,03	Kg/hr
SUHU PROCESS GAS		
PEMANAS MASUK :	159	C
PROPERTIES STREAM OUTPUT		
*) STREAM LEAN SOULTION		
RATE LIQUID KELUAR :	1673	Ton/hr
SUHU LIQ KELUAR :	113	C
FRAKSI LIQUID KELUAR		
- CO2	4,4	% wt
CO+N2+H2 +CH4+Ar	0,0	% wt
- MDEA	35,4	% wt
- Piperazine	2,8	% wt
- H2O	57,4	% wt

3.6 Analisa Model Matematis

Model matematis yang telah dikembangkan akan digunakan untuk menganalisa proses yang terjadi di pabrik.

3.7 Variabel Penelitian

3.7.1 Sistem yang dipelajari:

	Tinggi Kolom	Diameter Kolom	Ukuran Packing
	10 m	2,33 m	0,05 m

3.7.2 Variabel tetap :

- Laju alir liquida masuk (total) : 1725000 kg/jam
 - Fraksi massa komponen liquida masuk
Rich Solution:
 - MDEA : 0,02566 - N₂ : $4,3 \times 10^{-5}$
 - R-MDEA : 0,32434 - CH₄ : 1×10^{-6}
 - CO₂ : 0,088 - AR : 0,019
 - CO : 1×10^{-6} - H₂ : $1,7 \times 10^{-5}$
 - *Water process*
 - Air : 1

3.7.3 Variabel berubah :

- Temperatur *rich solution* masuk (°C): 70, 75, 81.3, 85, 90
- Tekanan *stripper* (kPa): 110; 132,58; 150; 170; 190
- Temperatur *steam* masuk (°C): 140; 150; 159; 170; 180

3.7.4 Variabel respons (output)

- % Efisiensi Stripping
- Distribusi konsentrasi komponen dalam liquida pada tiap segmen *packed column*
- Distribusi konsentrasi komponen dalam gas pada

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

Pemodelan dan simulasi yang dilakukan pada penelitian ini bertujuan untuk mengkaji secara teoritis berkaitan dengan *stripping* gas CO₂ dari larutan *Methyldiethanolamine (MDEA)* berpromotor piperazine dalam *packed column*. Berdasarkan hasil simulasi ini dapat diketahui pengaruh berbagai kondisi operasi kolom terhadap performa kolom yang dinyatakan dalam persen removal dan konsentrasi gas CO₂ keluar kolom. Penelitian ini dilakukan dengan membuat model simulasi *stripping* gas CO₂ disertai reaksi reversible dan kondisi isothermal. Sistem yang dipelajari pada penelitian ini adalah unit *stripper* dari salah satu pabrik pupuk di Indonesia.

Variabel yang digunakan pada penelitian ini antara lain temperature *rich* solution masuk, tekanan *stripper*, serta temperatur *steam* masuk. Semua data hasil simulasi divalidasi berdasarkan data operasi riil yang diperoleh dari pabrik.

4.1 Program Simulasi

Program simulasi *stripping* gas CO₂ ini telah dibuat menggunakan matlab 7.10 dengan perumusan neraca massa differensial yang melibatkan 4 parameter utama, yaitu: kinetika reaksi, kesetimbangan reaksi, data elarutan gas, serta transfer massa. Sistem yang dibuat ini menggunakan beberapa asumsi, yaitu sistem *isothermal*, dan tidak memperhitungkan sistem *reboiler*.

4.2 Validasi Model

Untuk Memvalidasi model simulasi yang telah dibuat digunakan data lapangan dari unit *stripper* pada pabrik PKT-IV yang juga menggunakan pelarut MDEA serta piperazine sebagai promotor. Data perbandingan hasil simulasi dengan data lapangan dapat dilihat pada tabel 4.1.

Tabel 4.1 Perbandingan data simulasi dan data pabrik

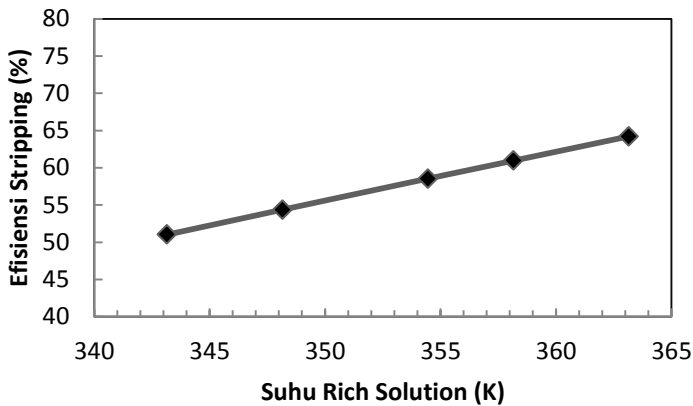
Variabel Pembanding	Data Simulasi	Data PT.PKT IV
Laju alir rich solution (kg/jam)	1725000	1725000
Laju alir gas (kg/jam)	118182	118182
Tekanan (atm)	1,3	1,3
Temperatur rich solution ($^{\circ}\text{C}$)	81,3	81,3
Temperatur gas ($^{\circ}\text{C}$)	159	159
Komposisi gas yang keluar (mol fraksi)		
CO ₂	0.8422	0,8033
CO	0.00002	0,000014
H ₂	0.0028	0,0085
N ₂	0.00050	0,00024
CH ₄	0.00002	0,000025
Argon	0.1545	0,1879
% Efisiensi	58,53 %	51,32 %

Penentuan % Efisiensi didasarkan pada kandungan gas CO₂ dalam liquid dan dihitung dengan persamaan berikut :

$$Efisiensi\ Stripping = \frac{C_{CO_2,IN} - C_{CO_2,OUT}}{C_{CO_2,IN}} \times 100\%$$

4.3 Pengaruh Suhu Feed (*Rich Solution*) Terhadap Efisiensi *Stripping*

Berdasarkan hasil simulasi yang dilakukan didapatkan hubungan antara suhu *rich solution* terhadap % efisiensi yang ditunjukkan oleh gambar berikut.



Gambar 4.1 Pengaruh Suhu *Rich Solution* Terhadap % Efisiensi, Laju Rich Solution 1725000 kg/jam, TG 432,15 K, Laju Gas 118182 kg/jam, P 1,3 atm

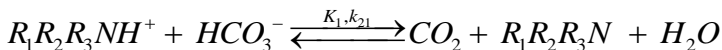
Berdasarkan gambar diatas dapat kita lihat bahwa peningkatan suhu *rich solution* dapat meningkatkan % efisiensi *stripping* gas CO₂. Hal ini diakibatkan karena dengan meningkatnya temperature maka terjadi peningkatan laju reaksi sehingga dapat meningkatkan jumlah gas CO₂ hasil reaksi dari solven. Hasil ini berkorelasi positif dengan hasil kajian literature yang dilakukan oleh Wen Xu, dkk (1992) yang menyatakan konstanta laju reaksi dari reaksi MDEA dengan gas CO₂ sebagai fungsi temperature dalam persamaan sebagai berikut.

$$k_{MDEA} = 5.86 \times 10^6 \exp(-3984/T)$$

Dari persamaan diatas bisa kita simpulkan bahwa trend dari kenaikan temperature dapat meningkatkan nilai konstanta laju reaksi, sehingga laju reaksi meningkat.

Kenaikan suhu berbanding terbalik dengan kelarutan gas, artinya saat suhu naik, maka kelarutan gas semakin kecil. Ketika

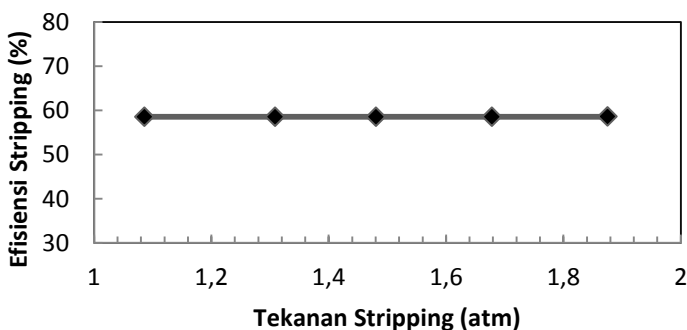
kelarutan gas kecil, hal ini berakibat CO_2 liquid akan berubah menjadi gas sehingga konsentrasi CO_2 liquid berkurang.



Dari reaksi diatas, pengurangan konsentrasi CO_2 liquid menandakan reaksi kesetimbangan bergeser ke kanan, atau dengan kata lain solven semakin banyak yang bereaksi, sehingga % efisiensi *stripping* akan semakin tinggi.

Selain itu peningkatan suhu larutan juga mempengaruhi diffusifitas gas. Berdasarkan persamaan empiris yang dikembangkan *Taylor dan Krishna (1993)* juga *Seader (1998)* membuktikan bahwa pengaruh peningkatan temperature dapat meningkatkan nilai dari konstanta diffusivitas gas. Akibat dari peningkatan nilai diffusivitas gas maka laju perpindahan massa dari fasa liquid menuju gas lebih mudah terjadi sehingga secara tidak langsung dapat meningkatkan laju *stripping*.

4.4 Pengaruh Tekanan Kolom *Stripper* Terhadap Efisiensi *Stripping*



Gambar 4.2 Pengaruh Tekanan Kolom terhadap % Efisiensi, Laju Rich Solution 1725000 kg/jam, TG 432,15 K, Laju Gas 118182 kg/jam, P 1,3 atm

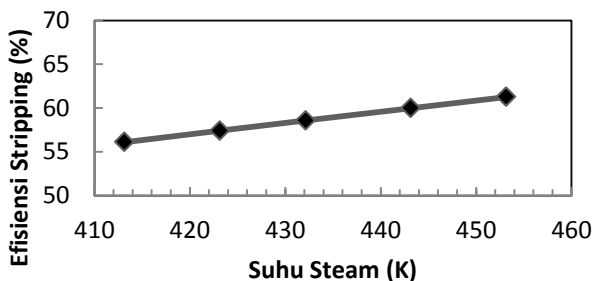
Berdasarkan gambar diatas kita dapat melihat peningkatan tekanan kolom tidak terlalu berpengaruh pada efisiensi stripping dari gas CO₂. Hal ini terjadi karena fraksi gas terlarut dalam larutan yang cukup kecil, sehingga perubahan tekanan yang kecil tidak terlalu mempengaruhi efisiensi. Tekanan berpengaruh pada kelarutan dari gas didalam solven. Seperti ditunjukkan pada persamaan berikut (*Dankwerts, hal. 18*).

$$p_i = HeA^*$$

p_i menunjukan tekanan parsial dari gas terlarut, He adalah konstanta Hendry dan A^* adalah konsentrasi gas terlarut yang berkesetimbangan dengan p_i . Dengan meningkatnya tekanan operasi maka nilai tekanan parsial gas akan cenderung meningkat. Konstanta Hendry adalah fungsi temperature sehingga dalam temperature konstan nilainya tetap, sehingga peningkatan tekanan operasi secara otomatis meningkatkan nilai kelarutan karena konsentrasi kesetimbangan gas dalam larutan meningkat.

4.5 Pengaruh Suhu *Steam* Terhadap Efisiensi *Stripping*

Berdasarkan hasil simulasi yang dilakukan didapatkan hubungan antara suhu *steam* masuk terhadap % efisiensi *stripping* yang ditunjukkan oleh gambar berikut.



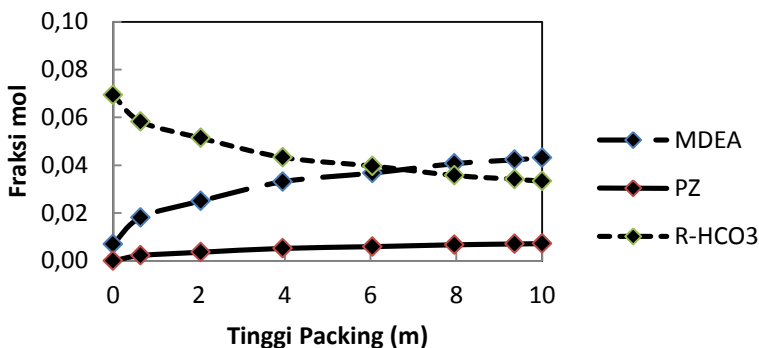
Gambar 4.3 Pengaruh Suhu Steam Masuk Terhadap % Efisiensi, Laju Rich Solution 1725000 kg/jam, TG 432,15 K, Laju Gas 118182 kg/jam, P 1,3 atm

Berdasarkan gambar diatas dapat kita lihat bahwa peningkatan suhu *steam* masuk dapat meningkatkan % efisiensi *stripping* gas CO₂. Pengaruh peningkatan suhu *steam* masuk, tidak jauh berbeda dengan pengaruh temperature *rich solution* masuk.

Sama halnya dengan peningkatan suhu *rich solution* masuk, Peningkaan suhu *steam* masuk ini juga akan mempengaruhi peningkatan laju reaksi dan difusifitas serta menurunkan kelarutan gas CO₂ sehingga dapat meningkatkan % efisiensi *stripping*.

Namun jika ditinjau dari grafik 4.3 dan grafik 4.1 akan terlihat bahwa peningkatan % efisiensi *stripping* akibat pengaruh suhu *rich solution* masuk lebih signifikan dan cepat mencapai kondisi optimum jika dibandingkan dengan pengaruh suhu *steam* masuk. Hal ini dikarenakan reaksi pelepasan gas CO₂ terjadi pada fase liquid. Selain itu rate *rich solution* masuk yang lebih besar dibanding rate steam masuk, juga mendasari efektifitas dalam menaikkan suhu operasi stripping untuk mencapai % efisiensi tertinggi.

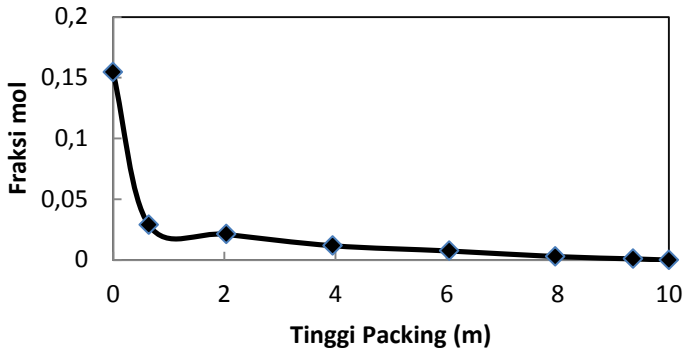
4.6 Distribusi Konsentrasi Liquid Pada Packing



Gambar 4.4 Distribusi Konsentrasi Liquid TL 354,45 K, Laju Rich Solution 1725000 kg/jam, TG 432,15 K, Laju Gas 118182 kg/jam, P 1,3 atm

Berdasarkan gambar 4.5 kita dapat melihat distribusi dari reaktan dan produk pada pack column. Terlihat bahwa pada kolom bagian atas konsentrasi larutan R-HCO_3 cenderung menurun seiring dengan penurunan tinggi kolom, Sebaliknya konsentrasi MDEA meningkat seiring dengan penurunan tinggi kolom. Pada packing bagian bawah kita dapat melihat profil yang hampir sama dengan yang terjadi pada kolom bagian atas, hanya saja penurunan konsentrasi R-HCO_3 terjadi tidak signifikan. Dan ada disuatu posisi tertentu dari kolom terjadi konsentrasi yang sama antara produk dan reaktan. Hal ini disebabkan karena pada bagian atas kolom, R-HCO_3 memiliki konsentrasi yang tinggi, dan akibatnya terjadi reaksi yang cepat. Sehingga terjadi penurunan konsentrasi R-HCO_3 yang signifikan. Semakin kebawah kolom, konsentrasi R-HCO_3 semakin kecil, akibatnya reaksi berjalan lebih lambat, sehingga penurunan konsentrasi R-HCO_3 tidak lagi signifikan.

4.7 Distribusi Gas Terlarut Pada Packing



Gambar 4.5 Distribusi Gas Terlarut TL 354,45 K, Laju Rich Solution 1725000 kg/jam, TG 432,15 K, Laju Gas 118182 kg/jam, P 1,3 atm

Berdasarkan gambar 4.5 terlihat bahwa terjadi kenaikan konsentrasi CO_2 seiring dengan kenaikan tinggi kolom karena arah aliran gas mengalir dari bawah ke atas kolom. Pada bagian bawah kolom terjadi kenaikan konsentrasi CO_2 yang cukup konstan. Fenomena ini terjadi karena pada bagian bawah kolom masih terjadi reaksi yang lambat sehingga kenaikan konsentrasi CO_2 masih tergolong stabil. Pada bagian atas kolom terjadi kenaikan konsentrasi CO_2 yang signifikan. Hal ini disebabkan karena pada bagian atas kolom terjadi reaksi yang cepat serta pada bagian tersebut juga terakumulasi CO_2 hasil reaksi.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan model simulasi yang telah dibuat, didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Pada penelitian ini telah dibuat model simulasi *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA dengan promotor piperazine pada *packed column* dengan asumsi kondisi *isothermal*.
2. Validasi pada model matematik untuk proses *stripping* gas CO₂ dari larutan MDEA berpromotor PZ didalam *packed column* telah dilakukan dari data *real* unit *stripper* pada pabrik PKT-IV yang juga menggunakan pelarut MDEA serta piperazine sebagai promotor. dan diperoleh eror sebesar 14,04% jika dibandingkan dengan data hasil simulasi.
3. Beberapa variabel operasi telah dikaji secara teoritis pengaruhnya terhadap kinerja kolom, dan dihasilkan hasil sebagai berikut:
 - Peningkatan suhu *rich amine* mulai dari 70°C hingga 90°C dapat meningkatkan efisiensi *stripping*. Kenaikan suhu *rich amine* sebesar 1 °C dapat meningkatkan efisiensi sebesar 0,67%.
 - Perubahan tekanan operasi dari 1 atm hingga 1,9 atm tidak terlalu mempengaruhi efisiensi *stripping*.
 - Peningkatan suhu *steam* mulai dari 140°C hingga 180 °C dapat meningkatkan efisiensi *stripping*. Kenaikan suhu *steam* sebesar 1 °C dapat meningkatkan efisiensi sebesar 0,13%

5.2 Saran

1. Penelitian ini bisa dikembangkan ke sistem non-isothermal.
2. Perhitungan reboiler dalam menghasilkan *steam* perlu diperhitungkan.
3. Program divalidasi dengan data pabrik lain untuk meningkatkan akurasi dari model matematis yang dibuat.
4. Simulasi unit *stripper* ini digabung dengan unit absorber untuk mengevaluasi kinerja dari unit CO₂ removal secara keseluruhan.

DAFTAR PUSTAKA

- Babakhani, D. Dan Soleymani, M., 2009. "An analytical solution for air dehumidification by liquid desiccant in a packed column". *International communication in heat and mass transfer*. 36, 969-977.
- Bishnoi, Sanjay, 2000. "*Carbon Dioxide Absorption and Soluion Equilibrium in Piperazine Activated Methyl-diethanolamine*". Ph.D. Dissertation. University of Texas at Austin.
- Bishnoi, S., Rochelle, G., 2002. "*Absorption of carbon dioxide in aqueous piperazine/ Methyl-diethanolamine*". *AIChE Journal* 48, 2788-2799.
- Bishnoi, S., Rochelle, G.T., 2002. "*Thermodynamic of Piperazine/Methylalkanolamine/Water/Carbondioxide*". *Ind Eng. Chem. Res.* 41, 604-612.
- Cullinane, J.T., 2005. "*Thermodynamics and Kinetics of aqueous piperazine with potassium carbonate for carbon dioxide absorption*". Ph.D. Dissertation. University of Texas at Austin.
- Cullinane, T.J., Rochelle, G.T., 2004. "Carbondioxideabsorbtion with aqueous potassium carbonate with promoter piperazine". *Chemical Engineering Science*. 59, 3619-3630.
- Dankckwerts, P.V., 1970, "*Gas-Liquid Reaction*", McGraw-Hill book Company : New York.
- Daubert, E. Thomas dan Muhammad R. Riazi. 1980. "Application of Corresponding States Principles for Prediction of Self Diffusion Coefficients in Liquids". *AIChE J.* 26 (3), 386-390.
- Kirchmann, Holger and Cohen, Yariv, 2004. "*Increasing The pH of Wastewater yo High Level With Different Gases-CO2 Stripping*". Kluwer Academic Publisher, Netherlands.
- Lensen, Rob, 2004. "*The promoter effect of piperazine on the Removal of Carbon Dioxide*". John Wiley and Sons, Inc: New York.
- Nathalie, J.M.C, Elk, Penders-van, Derks, Peter W.J., Fradette, Sylvie, 2012. "*kinetics of Absorption of Carbon Dioxide in*

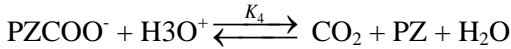
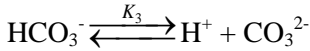
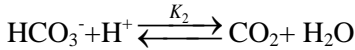
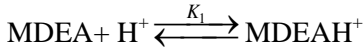
- Aqueous MDEA Solution with Carbonic Anhydrate at 298 K*". International Journal of Greenhouse Gas Control 9, 385-392
- Onda, K, E. Sada, dan M. Saito. 1982. "*Gas-Side Mass Transfer Coefficients in a Packed Towers*". Chem. Eng. Sci. J. 25 (11), 820-829.
- Pawlak, H.K., Chacuk, A., 2010. "*Kinetics of carbon dioxide absorption into aqueous MDEA solution*". Ecological Chemistry and Engineering's. 17(4), 463-475.
- Rochelle, Gary T and Oyeneke, Babatunde A, 2007. "*Alternative Stripper Configurations for CO₂ Capture by Aqueous Amines*". The University of Texas at Austin
- Rochelle, Gary T and Oyeneke, Babatunde A, 2009. "*Rate Modeling of CO₂ Stripping from Potassium Carbonate Promoted by Piperazine*". International Journal of Greenhouse Gas Control 3, 121-132
- Sander, Rolf. 1999. "*Compilation of Henry's Law Constants for Inorganic and Organic Species of Potential Importance in Environmental Chemistry*". *AIChEJ.* 3, 1-107.
- Taylor, Ross dan R. Krishna.1993. "*Multicomponent Mass Transfer*". John Wiley & Sons, Inc. :USA.
- Weisenberger, S dan A. Schumpe. 1996. "*Estimation of Gas Solubilities in Salt Solutions at Temperatures from 273 K to 363 K*". *AIChEJ.* 42 (1), 298–300.
- XiangZu, Yang Yanhua, 2003. "*Absorption Rate of CO₂ into MDEA Aqueous Solution Blended with Piperazine and DEA*". Chinese J. Chem. Eng. 11, 408-413.
- Xu, Guo-Wen, Zhang, Cheng-Fang, Qin, Shu-Jun, Wang, Yi-Wei, 1992. "*Kinetic Study on Absorption of Carbon Dioxide into Solution of Activated Methyldiethanolamine*". Ind. Eng. Chem. Res. 31, 921-927.
- Yi, Fei, Zou, Hai-Kui, Chu, Guang-Wen, Shao, Lei, Chen, Jian-Feng, 2009. "*Modeling and Experimental Studies on Absorption of CO₂ by Benfield Solution in Rotation Packed Bed*". Chemical Engineering Journal, 377-384.

APPENDIKS A PENYELESAIAN NUMERIK

A.1 Perumusan % Efisiensi

➤ Data Kestimbangan Reaksi

Reaksi:



$$K_1 = \exp\left(\left(\frac{-8483.95}{T}\right) + (-13.8328 \ln T) + 87.39717\right)$$

$$K_2 = \exp\left(-294.74 + \frac{3.6439 \times 10^5}{T} - \frac{1.8416 \times 10^8}{T^2} - \frac{4.1579 \times 10^{10}}{T^3} - \frac{3.5429 \times 10^{12}}{T^4}\right)$$

$$K_3 = \exp\left(\frac{-12431.7}{T} + (-35.4819) + 220.067\right)$$

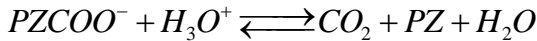
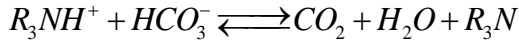
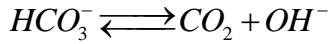
$$K_4 = \exp\left(-29.31 + \frac{5615}{T}\right)$$

$$K_w = \exp\left(39.555 - \frac{9.878 \times 10^4}{T} + \frac{5.6883 \times 10^7}{T^2} - \frac{1.4645 \times 10^{10}}{T^3} + \frac{1.3615 \times 10^{12}}{T^4}\right)$$

$$C_{\text{OH}^-} = \frac{K_w}{K_3} \frac{C_{\text{CO}_3^{2-}}}{C_{\text{HCO}_3^-}}$$

$$C_{\text{CO}_2, e} = \frac{K_1}{K_2} \frac{(C_{\text{HCO}_3^-})^2}{C_{\text{MDEA}}}$$

➤ Data Kinetika Reaksi
Reaksi:



Berdasarkan reaksi diatas maka rate reaksi antara CO₂ dan MDEA adalah sebagai berikut

$$r_1 = k_{OH} (OH^-) (C_{CO_2}^* - C_{CO_2})$$

$$r_2 = (k_{MDEA} C_{MDEA} + k_p C_p) (C_{CO_2}^* - C_{CO_2})$$

Dimana C_{MDEA} dan C_p adalah konsentrasi dari MDEA dan Piperazine. Sedangkan k_{OH}, k_{MDEA}, dan k_p, berturut-turut adalah konstanta laju reaksi untuk ion OH⁻, MDEA, dan Piperazine. Dimana konstanta-konstanta tersebut diperoleh dari penelitian Xu, dkk (1992).

$$k_{OH} = 4.315 \times 10^{13} \exp\left(\frac{-6666}{T}\right)$$

$$k_{MDEA} = 5.86 \times 10^6 \exp\left(\frac{-3984}{T}\right)$$

$$k_p = 2.29 \times 10^{11} \exp\left(\frac{-6424}{T}\right)$$

➤ Data Kelarutan Komponen

$$C_{Ai} = \frac{k_G y_A P + E k_L C_A^0}{E k_L + k_G H e}$$

$$\log\left(\frac{H_e}{H_e^0}\right)=hI$$

$$He^o_T = He^o_{298} \times \exp(\frac{-d \ln kH}{d(1/T)} \times (\frac{1}{T} - \frac{1}{298}))$$

$$\blacktriangleright \text{Data Perpindahan Massa}$$

$$D_L = \frac{7.4x10^{-8}T(\phi.MW_L)^{0.5}}{\mu_LV_A^{0.6}}$$

$$k_L=0.0051(\text{Re}_L)^{2/3}(Sc_L)^{-0.5}(a_p d_p)^{0.4}\left(\frac{\rho_L}{\mu_L g}\right)^{-1/3}$$

$$\frac{dC_B^0}{dz}=\frac{\bar{Ra}A}{L}$$

$$\overline{R}=k_LE\Big(C_{Ae}-C_{Ai}\Big)$$

$$M_H=\frac{D_A\Big(k_{OH}\left[C_{OH}\right]\Big(k_{MDEA}\left[CMDEA\right]+k_p\left[C_p\right]\Big)\Big)}{k_L^2}$$

$$E=\sqrt{1+M_H}$$

$$C_{Bj}=C_{Bin}+\frac{Z_T}{H_T}\sum_{i=0}^{NC+1}H_{ji}E_i(C_{Ae}-C_{Ai})$$

$$C_{Kj}=C_{Kin}+\frac{Z_T}{H_T}\sum_{i=0}^{NC+1}H_{ji}(C_{Ke}-C_{Ki})$$

$$G_{in}\left[Y_{Aout}-Y_A\right]=\frac{L}{v_B}\left[C_B^0-C_B^{in}\right]$$

$$G_{in} [Y_{Kout} - Y_K] = L [C_K^{in} - C_K]$$

$$G_T = G \sum_{k=1}^{k=N\ komp} Y_k$$

$$y_k = \frac{G \times Y_k}{G_T}$$

$$\%Efisiensi = \left(1 - \frac{C_{Ain}}{C_{Aout}}\right) \times 100\%$$

A.2 Persamaan Kolokasi Orthogonal

$$\int_{C_B^{IN}}^{C_B^0} dC_B^0 = \frac{aAZ_T}{L} \int_0^{\zeta} \bar{R} d\zeta$$

$$\int_{C_B^{IN}}^{C_B^0} dC_B^0 = \frac{k_L aAZ_T}{L} \int_0^{\zeta} E(C_{Ae} - C_{Ai}) d\zeta$$

$$H_T = \frac{L}{k_L aA}$$

$$C_{Bj} - C_{Bin} = \frac{\nu_B Z_T}{H_T} \int_0^{\zeta} E(C_{Ae} - C_{Ai}) d\zeta$$

$$C_{Bj} - C_{Bin} = \frac{Z_T}{H_T} \sum_{i=0}^{NC+1} H_{ji} E_i (C_{Ae} - C_{Ai})$$

Dengan Cara yang sama untuk K (gas terlarut) diperoleh:

$$C_{Kj} - C_{Kin} = \frac{Z_T}{H_T} \sum_{i=0}^{NC+1} H_{ji} (C_{Ke} - C_{Ki})$$

APPENDIKS B DATA HASIL SIMULASI

Tabel B.1 Pengaruh Suhu *Rich Solution* Masuk

T ($^{\circ}\text{C}$)	T(K)	%Efisiensi
70	343,15	51,03
75	348,15	54,36
81,3	354,45	58,53
85	358,15	60,95
90	363,15	64,19

Tabel B.2 Pengaruh Tekanan Kolom Stripper

P (Kpa)	P(atm)	%Efisiensi
110	1,085884	58,517
132,576	1,308746	58,525
150	1,48075	58,531
170	1,678184	58,536
190	1,875617	58,54

Tabel B.3 Pengaruh Suhu Steam Masuk

T (⁰ C)	T(K)	%Efisiensi
140	413,15	56,09
150	423,15	57,4
159	432,15	58,557
170	443,15	59,97
180	453,15	61,25

Tabel B.4 Distribusi Fraksi Mol Komponen Liquida

Tinggi (m)	MDEA	PZ	R-HCO3
0	0,0070	0,0001	0,0694
0,64	0,0181	0,0022	0,0582
2,04	0,0250	0,0036	0,0514
3,95	0,0331	0,0052	0,0433
6,05	0,0367	0,0059	0,0396
7,96	0,0406	0,0067	0,0357
9,36	0,0423	0,0071	0,0341
10	0,0431	0,0072	0,0333

Tabel B.5 DistribusiFraksiMol Gas CO₂dalam Gas

Tinggi (m)	CO ₂
0	0,1544
0,64	0,0289
2,04	0,0211
3,95	0,0118
6,05	0,0075
7,96	0,0029
9,36	0,001
10	0

APPENDIKS C
LISTING PROGRAM MATLAB
7.10

C.1. Listing program Stripping

```
clear;
clc;

Z=[0 0.0641299257 0.2041499093 0.395350391 0.604649609
0.7958500907 0.9358700743 1];%tinggi kolom
H=[0 0.0247375144400 0.013258719820 0.021034356730
0.015779720290 0.019036721340 0.017385669590
0.01785714286%bobot kuadratur
    0 0.0448926626800 0.120649732800 0.096280176310
0.110966975200 0.102247163600 0.106578334600
0.10535211360
    0 -0.0081407677420 0.079997635790 0.189041649800
0.161144336400 0.175394015200 0.168715959500
0.17056134620
    0 0.0042540825490 -0.014480830960 0.101245955600
0.224366717500 0.198597448100 0.208933602400
0.20622939730
    0 -0.0027042050730 0.007631949207 -0.018137320210
0.104983441700 0.220710228300 0.201975314800
0.20622939730
    0 0.0018453866940 -0.004832668923 0.009417009802 -
0.018480303600 0.090563710460 0.178702114000
0.17056134620
    0 -0.0012262209860 0.003104950016 -0.005608861643
0.009071935260 -0.015297619250 0.060459450970
0.10535211260
    0 0.0004714732641 -0.001179578486 0.002077422571 -
0.003177213868 0.004598423035 -0.000880371582
0.01785714286];
```

```

disp('Tentukan Variabel yang diinginkan')
%TL=[70 75 81.3 85 90] (C)
%PT=[110 132.58 150 170 190] %Tekanan Kolom (kPa)
%TS=[140 150 159 170 180] (C)

%TG=input('Suhu Gas Masuk(K)= ');
%PT=input('Tekanan Kolom (atm)=');
TLC=input('Suhu Gas Masuk (C)= '); %Suhu liquid masuk (C)
PTI=input('Tekanan Operasi Stripper= '); %Tekanan stripper
(kPa)
TS=input('Suhu Steam Masuk(C)= '); %suhu steam (C)

```

```

%Liquid
WBIN=0.025659;%fraksi massa MDEA masuk(gr/gr)
WPIN=0.324341;%fraksi massa MDEAH+(gr/gr)
WKIN=0.000001;%fraksi massa Piperazine(gr/gr)
WKOIN=0.01;%fraksi massa PZCOO-
WAIN=0.088;%fraksi massa CO2(gr/gr)
WCIN=0.000001;%fraksi massa CO(gr/gr)
WHIN=0.000017;%fraksi massa H2(gr/gr)
WNIN=0.000043;%fraksi massa N2 (gr/gr)
WMIN=0.000001;%fraksi massa CH4 (gr/gr)
WARIN=0.019;%fraksi massa AR (gr/gr)
WWIN=1-
(WBIN+WPIN+WKIN+WAIN+WCIN+WHIN+WNIN+WMIN+
WARIN);
LLAKGA=1725000;%rate liquid masuk (kg/jam)
LLAKG=LLAKGA/3.6;%rate liquid masuk (Kg/s)
PT=PTI/101.35;%tekanan kolom(atm)
TLI=TLC+273.15;%suhu liquid masuk(K)

```

```

%MOLECULAR WEIGHT
MWCD=44;%molecular weight CO2(gr/mol)
MWCM=28;%molecular weight CO(gr/mol)

```

$MWH=2$; %molecular weight H_2 (gr/mol)
 $MWN=28$; %molecular weight N_2 (gr/mol)
 $MWM=16$; %molecular weight CH_4 (gr/mol)
 $MWAR=40$; %molecular weight Ar(gr/mol)
 $MWB=224$; %molecular weight MDEA(gr/mol)
 $MWP=286$; %molecular weight R- HCO_3 (gr/mol)
 $MWK=86.14$; %molecular weight Piperazine (gr/mol)
 $MWKO=130.14$; %molecular weight PZCOO-
 $MWL=18$; %berat molekul solvent (gr/mol)

%DETAIL KOLOM

$ZTA=10$; %tinggi packing (m)
 $DKA=2.33$; %diameter kolom (m)
 $DPA=0.05$; %ukuran packing (m)
 $APA=1$; %luas spesifik packing (at) (cm^2/cm^3)
 $AKA=1/4 \cdot 3.14 \cdot (DKA^2)$; %luas penampang tower (m^2)

%ALIRAN LIQUIDA

$RHOL=1105.6$; %densitas cairan (Kgr/m^3)
 $CBIN=(WBIN/MWB) \cdot RHOL$; %konsentrasi MDEA di lean solution masuk ($kmol/m^3$)
 $CPIN=(WPIN/MWP) \cdot RHOL$; % KONSENTRASI R- HCO_3 di lean solution masuk ($kmol/m^3$)
 $CKIN=(WKIN/MWK) \cdot RHOL$;
 $CKOIN=(WKOIN/MWKO) \cdot RHOL$;
 $CCDIN=(WAIN/MWCD) \cdot RHOL$;
 $CCMIN=(WCIN/MWCM) \cdot RHOL$;
 $CHIN=(WHIN/MWH) \cdot RHOL$;
 $CNIN=(WNIN/MWN) \cdot RHOL$;
 $CMIN=(WMIN/MWM) \cdot RHOL$;
 $CARIN=(WARIN/MWAR) \cdot RHOL$;
 $CBEQ=CBIN+CPIN/2$;
 $IOS=3 \cdot CBEQ$;
 $LLA=LLAKG/(RHOL)$; %rate lean solution (m^3/s)
 $C=18.073$; %molar density cairan ($Kmol/m^3$)

LA=LLAKG/(AKA*RHOL);% kecepatan superfisial liquid tower atas(m/s)

LMA=LLA*C;% laju molar liquid tower atas(Kmol/s)

% ALIRAN GAS MASUK

YCDINA=0.000000001;

YCMINA=0.0000000010;

YHINA=0.0000000010;

YNINA=0.0000000010;

YMINA=0.0000000010;

YARINA=0.0000000010;

YWINA=0.999999999;

HAB=55; % heat of absorpsion (kJ/mol CO2)

nCO2=WPIN/MWP*MWCD*LLAKG; % mol CO2 reaksi(mol)

HABN=HAB*nCO2;

disp([' heat of absorption:',num2str(HABN),' kJ/jam']);

HLsteam=2174.19 ;% latent heat steam(kJ/kg)

GB=118182.03; % LAJU ALIR STEAM (KG/JAM)

MWGB=YHINA*2+YNINA*28+YMINA*16+YCMINA*28+YCDINA*44+YWINA*18;

GMA=(GB/MWGB);% laju molar gas

YYCDIN=YCDINA;

YYCMIN=YCMINA;

YYHIN=YHINA;

YYNIN=YNINA;

YYMIN=YMINA;

YYARIN=YARINA;

YYWIN=YWINA;

RMA=LMA/GMA; % perbandingan molar liquid gas

% KECEPATAN REAKSI BERDASARKAN SUHU

TL=TLI;% suhu solution masuk (K)

TG=TS+273.15;% suhu gas (K)

TGA=TG-20;% suhu gas ditower(K)

TIA=(TGA+TL)/2;% suhu interface ditower(K)

$TFA = (TIA + TL) / 2$; % suhu film ditower (K)
 $KK1A = (\exp((-8483.95/TFA) + (-13.8328 * \log(TFA)) + 0 + 87.39717))$; % konstanta kesetimbangan reaksi pertama (Kmol/m³)
 $KK2A = (4.16 / 10000000) * \exp(-4.845 + 1419.6/TFA)$;
 $KK4A = (\exp(-29.31 + 5615/TFA))$;
 $KKWA = 0.000000000000001$;
 $KMDEA = \exp(15.584 - 3984/TL)$; % konstanta kecepatan reaksi dalam m³/kmol.s
 $KOHA = (4.315 * 10^{13} * \exp(-6666/TFA)) * 1000$;
 $KCA = (2.98 * 10^{11} * \exp(-6424/TFA))$;
 $NUB = 1$; % koefisien stoikiometri MDEA
 $NUP = 1$; % koefisien stoikiometri R-HCO₃

% Konstanta Henry

$CBINA = (WBIN / MWB) * RHOL / 1000$; % konsentrasi MDEA di liquid masuk (mol/cm³)
 $CPINA = (WPIN / MWP) * RHOL / 1000$; % KONSENTRASI R-MDEA di liquid masuk (mol/cm³)
 $HEOCDA = 3.6 * 10^{-2} / 1000$; % konstanta henry pure water pada suhu 298K (mol/cm³.atm)
 $HEOCMA = 9.9 * 10^{-4} / 1000$; % konstanta henry pure water pada suhu 298K (mol/cm³.atm)
 $HEOHA = 7.8 * 10^{-4} / 1000$; % konstanta henry pure water pada suhu 298K (mol/cm³.atm)
 $HEONA = 6.1 * 10^{-4} / 1000$; % konstanta henry pure water pada suhu 298K (mol/cm³.atm)
 $HEOMA = 1.4 * 10^{-3} / 1000$; % konstanta henry pure water pada suhu 298K (mol/cm³.atm)
 $HEOARA = 1.4 * 10^{-3} / 1000$; % konstanta henry pure water pada suhu 298K (mol/cm³.atm)
 $CCD = 2200$; % konstanta pembagian entalpy solution/R (K)
 $CCM = 1300$;
 $CH = 500$; % konstanta pembagian entalpy solution/R (K)
 $CN = 1300$;

$CM=1600$; %konstanta pembagian entalpy solution/R (K)
 $CAR=1500$;
 $HECDA=(1/(HEOCDA*\exp(CCD*(1/TL-1/298))))*C/1000$; %konstanta henry pure water pada suhu T (atm)
 $HECMA=(1/(HEOCMA*\exp(CCM*(1/TL-1/298))))*C/1000$; %konstanta henry pure water pada suhu T (atm)
 $HEHA=(1/(HEOHA*\exp(CH*(1/TL-1/298))))*C/1000$; %konstanta henry pure water pada suhu T (atm)
 $HENA=(1/(HEONA*\exp(CN*(1/TL-1/298))))*C/1000$; %konstanta henry pure water pada suhu T (atm)
 $HEMA=(1/(HEOMA*\exp(CM*(1/TL-1/298))))*C/1000$; %konstanta henry pure water pada suhu T (atm)
 $HEARA=(1/(HEOARA*\exp(CAR*(1/TL-1/298))))*C/1000$; %konstanta henry pure water pada suhu T (atm)
 $HGOCD=-17.2$; %hG pada T=298 K(cm3/mol)
 $HGOCM=0$;
 $HGOH=-21.8$;
 $HGON=-1$; %hG pada T=298 K(cm3/mol)
 $HGOM=2.2$;
 $HGOAR=5.7$; %hG(cm3/mol)
 $HTCD=-0.338$; %parameter hT gas CO2(cm3/mol.K)
 $HTCM=0$; %parameter hT gas CO(cm3/mol.K)
 $HTH=-0.299$; %parameter hT gas H2
 $HTN=-0.605$; %parameter hT gas N2(cm3/mol.K)
 $HTM=-0.524$; %parameter hT gas CH4
 $HTAR=-0.485$; %parameter hT gas Ar(cm3/mol.K)
 $HGCDA=HGOCD+HTCD*(TL-298.15)$; %konstanta Hg0 pada temp.T (cm3/mol)
 $HGCMA=HGOCM+HTCM*(TL-298.15)$;

HGHA=HGOH+HTH*(TL-298.15);%konstanta Hg0 pada temp.T (cm3/mol)

HGNA=HGON+HTN*(TL-298.15);

HGMA=HGOM+HTM*(TL-298.15);%konstanta Hg0 pada temp.T (cm3/mol)

HGARA=HGOAR+HTAR*(TL-298.15);

HPLUS=41;% Konsentrasi ion plus, MDEAH+ (cm3/mol)

HMIN=142.3;% Konsentrasi ion plus, CO3- (cm3/mol)

HMIN2=96.7;% Konsentrasi ion plus, HCO3- (cm3/mol)

HICDBA=2*CBINA*(HPLUS+HGCD A)+CBINA*(HMIN+HG CDA);%konstanta hI MDEA(cm3/mol)

HICMBA=2*CBINA*(HPLUS+HGCMA)+CBINA*(HMIN+HG CMA);

HIHBA=2*CBINA*(HPLUS+HGHA)+CBINA*(HMIN+HGHA);%konstanta hI MDEA(cm3/mol)

HINBA=2*CBINA*(HPLUS+HGNA)+CBINA*(HMIN+HGNA);

HIMBA=2*CBINA*(HPLUS+HGMA)+CBINA*(HMIN+HGM A);%konstanta hI MDEA(cm3/mol)

HIARBA=2*CBINA*(HPLUS+HGARA)+CBINA*(HMIN+HG ARA);

HICDPA=CPINA*(HPLUS+HGCD A)+CPINA*(HMIN2+HGC DA);%konstanta hI MDEA(cm3/mol)

HICMPA=CPINA*(HPLUS+HGCMA)+CPINA*(HMIN2+HGC MA);

HIHPA=CPINA*(HPLUS+HGHA)+CPINA*(HMIN2+HGHA); %konstanta hI MDEA(cm3/mol)

HINPA=CPINA*(HPLUS+HGNA)+CPINA*(HMIN2+HGNA);

HIMPA=CPINA*(HPLUS+HGMA)+CPINA*(HMIN2+HGMA); %konstanta hI MDEA(cm3/mol)

HIARPA=CPINA*(HPLUS+HGARA)+CPINA*(HMIN2+HGA RA);

$HCDA = HECDA * 10^{(HICDBA + HICDPA)} * 1000$; % konstanta Henry (atm.L/mol)
 $HCMA = HECMA * 10^{(HICMBA + HICMPA)} * 1000$;
 $HHA = HEHA * 10^{(HIHBA + HIHPA)} * 1000$; % konstanta Henry (atm.L/mol)
 $HNA = HENA * 10^{(HINBA + HINPA)} * 1000$;
 $HMA = HEMA * 10^{(HIMBA + HIMPA)} * 1000$; % konstanta Henry (atm.L/mol)
 $HARA = HEARA * 10^{(HIARBA + HIARPA)} * 1000$;

% Koefisien KL

MWGA=18; %MW pelarut

PTA=PT; %Tekanan operasi (atm)

TGA=303; %Temperatur Gas (K)

VCD=34; %molecular volume dalam cm³/gmol

VCMA=30.7; %molecular volume dalam cm³/gmol

VH=14.3; %molecular volume dalam cm³/gmol

VN=31.2; %molecular volume dalam cm³/gmol

VM=24; %molecular volume dalam cm³/gmol

VAR=32; %molecular volume dalam cm³/gmol

PHI=2.6; %factor asosiasi

MWL=18; %berat molekul gr/gmol

MUA=0.003393*exp(1693.86/TL); %viskositas dalam cps

DCDA=0.000000074*TL*(PHI*MWL)^{0.5}/(10000*MUA*VCD^{0.6}); %Diffusivity dalam m²/s

DCMA=0.000000074*TL*(PHI*MWL)^{0.5}/(10000*MUA*VCMA^{0.6}); %Diffusivity dalam m²/s

DHA=0.000000074*TL*(PHI*MWL)^{0.5}/(10000*MUA*VH^{0.6}); %Diffusivity dalam m²/s

DNA=0.000000074*TL*(PHI*MWL)^{0.5}/(10000*MUA*VN^{0.6}); %Diffusivity dalam m²/s

DMA=0.000000074*TL*(PHI*MWL)^{0.5}/(10000*MUA*VM^{0.6}); %Diffusivity dalam m²/s

DARA=0.000000074*TL*(PHI*MWL)^{0.5}/(10000*MUA*VAR^{0.6}); %Diffusivity dalam m²/s

$\text{RHO}=1.1056$; %densitas fasa cair dalam g/cm³
 $\text{SIGMAL}=20$; %tegangan permukaan fasa cair dalam dyne/cm
 $\text{SIGMAR}=0.85$; %tegangan permukaan tereduksi
 $\text{NSCCDA}=0.001 \cdot \text{MUA} / (1000 \cdot \text{RHO} \cdot \text{DCDA})$; %bilangan
scmidth
 $\text{NSCCMA}=0.001 \cdot \text{MUA} / (1000 \cdot \text{RHO} \cdot \text{DCMA})$; %bilangan
scmidth
 $\text{NSCHA}=0.001 \cdot \text{MUA} / (1000 \cdot \text{RHO} \cdot \text{DHA})$; %bilangan scmidth
 $\text{NSCNA}=0.001 \cdot \text{MUA} / (1000 \cdot \text{RHO} \cdot \text{DNA})$; %bilangan scmidth
 $\text{NSCMA}=0.001 \cdot \text{MUA} / (1000 \cdot \text{RHO} \cdot \text{DMA})$; %bilangan scmidth
 $\text{NSCARA}=0.001 \cdot \text{MUA} / (1000 \cdot \text{RHO} \cdot \text{DARA})$; %bilangan
scmidth
 $\text{GG}=980$; %percepatan gravitasi dalam cm/s²
 $\text{R}=0.082054$; %konstanta gas dalam m³ atm/(kmole K)
 $\text{RHOGA}=\text{MWGA} \cdot \text{PTA} / (1000 \cdot \text{R} \cdot \text{TGA})$; %densitas gas dalam
g/cm³
 $\text{NLATA}=\text{LA} / (\text{APA} \cdot 0.01 \cdot \text{MUA})$; %
 $\text{NLRGA}=\text{APA} \cdot \text{LA}^2 / \text{RHOGA}^2$; %Bilangan Froude
 $\text{NLSGA}=\text{LA}^2 / (\text{RHO} \cdot \text{SIGMAL} \cdot \text{APA})$; %Bilangan Weber
 $\text{FCTA}=-1.45 \cdot \text{SIGMAR}^{0.75} \cdot \text{NLATA}^{0.1} \cdot \text{NLRGA}^{0.05} \cdot \text{NLSGA}^{0.2}$;
 $\text{AAA}=\text{APA} \cdot (1 - \exp(\text{FCTA}))$; %a'
 $\text{NLAA}=\text{NLATA} \cdot \text{APA} / \text{AAA}$; %ReL'
 $\text{NRMUA}=\text{RHO} / (\text{MUA} \cdot \text{GG} \cdot 0.01)$; %
 $\text{ATDA}=\text{APA} \cdot \text{DPA}$; %ap*dp
 $\text{KLCDA}=0.0051 \cdot \text{NLAA}^{(2/3)} \cdot \text{NSCCDA}^{(-0.5)} \cdot \text{ATDA}^{0.4} \cdot \text{NRMUA}^{(-1/3)}$; %mass transfer coeff dalam
m/sec
 $\text{KLCMA}=0.0051 \cdot \text{NLAA}^{(2/3)} \cdot \text{NSCCMA}^{(-0.5)} \cdot \text{ATDA}^{0.4} \cdot \text{NRMUA}^{(-1/3)}$; %mass transfer coeff dalam
cm/sec
 $\text{KLHA}=0.0051 \cdot \text{NLAA}^{(2/3)} \cdot \text{NSCHA}^{(-0.5)} \cdot \text{ATDA}^{0.4} \cdot \text{NRMUA}^{(-1/3)}$; %mass transfer coeff dalam
cm/sec

$KLNA=0.0051*NLAA^{(2/3)}*NSCNA^{(-0.5)*ATDA^{0.4}*NRMUA^{(-1/3)}}$; %mass transfer coeff dalam cm/sec
 $KLMA=0.0051*NLAA^{(2/3)}*NSCMA^{(-0.5)*ATDA^{0.4}*NRMUA^{(-1/3)}}$; %mass transfer coeff dalam cm/sec
 $KLARA=0.0051*NLAA^{(2/3)}*NSCARA^{(-0.5)*ATDA^{0.4}*NRMUA^{(-1/3)}}$; %mass transfer coeff dalam cm/sec
 $HTUCDA=LA/(100*KLCDA*AAA)$; %Height of a transfer unit dalam m
 $HTUCMA=LA/(100*KLCMA*AAA)$; %Height of a transfer unit dalam m
 $HTUHA=LA/(100*KLHA*AAA)$; %Height of a transfer unit dalam m
 $HTUNA=LA/(100*KLNA*AAA)$; %Height of a transfer unit dalam m
 $HTUMA=LA/(100*KLMA*AAA)$; %Height of a transfer unit dalam m
 $HTUARA=LA/(100*KLARA*AAA)$; %Height of a transfer unit dalam m

$XBIN=CBIN/C$;
 $XPIN=CPIN/C$;
 $XKIN=CKIN/C$;
 $XKOIN=CKOIN/C$;
 $XCDIN=CCDIN/C$;
 $XCMIN=CCMIN/C$;
 $XHIN=CHIN/C$;
 $XNIN=CNIN/C$;
 $XMIN=CMIN/C$;
 $XARIN=CARIN/C$;
 $XB(1)=XBIN$;
 $XK(1)=XKIN$;
 $XKO(1)=XKOIN$;

```

XCD(1)=XCDIN;
XCM(1)=XCMIN;
XH(1)=XHIN;
XN(1)=XNIN;
XM(1)=XMIN;
XAR(1)=XARIN;
XP(1)=XPIN;
ES=0.05;
EM=0.05;
% Trial awal profil konsentrasi reaktan B
XCD(8)=YCDINA*PTA/HCDA;
XCM(8)=YCMINA*PTA/HCMA;
XH(8)=YHINA*PTA/HHA;
XN(8)=YNINA*PTA/HNA;
XM(8)=YMINA*PTA/HMA;
XAR(8)=YARINA*PTA/HARA;
XK(8)=XKIN+XKOIN;
XKO(8)=0;
XP(8)=0.3*XPIN;
XB(8)=XBIN+NUB*(XPIN-XP(8))/NUP;
for i=2:7
    XB(i)=XBIN+Z(i)*(XB(8)-XBIN);
    XK(i)=XBIN+Z(i)*(XB(8)-XBIN);
    XCD(i)=XCDIN-Z(i)*(XCDIN-XCD(8));
    XCM(i)=XCMIN-Z(i)*(XCMIN-XCM(8));
    XH(i)=XHIN-Z(i)*(XHIN-XH(8));
    XN(i)=XNIN-Z(i)*(XNIN-XN(8));
    XM(i)=XMIN-Z(i)*(XMIN-XM(8));
    XAR(i)=XARIN-Z(i)*(XARIN-XAR(8));
end

ERM=1;
Count=0;
while ERM > EM
    Count=Count+1;

```

```

SE=0;
for j=2:8
    SIGMACDA=0;
    XBI(j)=XB(j);
    for i=1:8
        CB0=XB(i)*C;
        CKO0=XKO(i)*C;
        CK0=XK(i)*C;
        XP(i)=XPIN-NUP*(XB(i)-XBIN)/NUB;
        CP0=XP(i)*C;
        CCDE1=(KK1A*CP0^2/(CB0*KK2A));
        CCDE2=(CKO0^2/CK0*KK4A);
        CCDE=CCDE1+CCDE2;
        YYCDB=YYCDIN-RMA*(XB(i)-
XB(8))/NUB+RMA*(XCD(i)-XCD(8));
        YYCMB=YYCMIN+RMA*(XCM(i)-XCM(8));
        YYHB=YYHIN+RMA*(XH(i)-XH(8));
        YYNB=YYNIN+RMA*(XN(i)-XN(8));
        YYMB=YYMIN+RMA*(XM(i)-XM(8));
        YYARB=YYARIN+RMA*(XAR(i)-XAR(8));
        YYWB=YYWIN;
        if CP0<0
            CPO=0;
            RB=0;
            CCDE=0;
        else
            GT=GMA*(YYCDB+YYCMB+YYHB+YYNB+YYMB+YYA
RB+YYWB);
            YCD(i)=GMA*YYCDB/GT;
            XCDS=YCD(i)*PTA/HCDA;
            CCDS=C*XCDS;
            CDS=CCDS/CCDE;
            XCDE=CCDE/C;
            COH=KKWA*CB0/(KK2A*CP0);

```

MH=10000*DCDA*((KMDEA*CBIN+KCA*CKIN)+KOHA*C
OH)/KLCDA^2;

E=(1+MH)^0.5;

RB=(1-CDS)*E;

end

SIGMACDA=SIGMACDA+H(i,j)*RB*XCDE;

end

XB(j)=XB(1)+NUB*ZTA*SIGMACDA/HTUCDA;

XP(j)=XP(1)-NUP*(XB(j)-XB(1))/NUB;

XKO(j)=XP(1)-NUP*(XB(j)-XB(1))/NUB;

XK(j)=XKIN+0.2*NUP*(XB(j)-XB(1))/NUB;

YYCD(j)=YYCDIN-RMA*(XB(j)-
XB(8))/NUB+RMA*(XCD(j)-XCD(8));

YYCM(j)=YYCMIN+RMA*(XCM(j)-XCM(8));

YYH(j)=YYHIN+RMA*(XH(j)-XH(8));

YYN(j)=YYNIN+RMA*(XN(j)-XN(8));

YYM(j)=YYMIN+RMA*(XM(j)-XM(8));

YYAR(j)=YYARIN+RMA*(XAR(j)-XAR(8));

GT=GMA*(YYCD(j)+YYCM(j)+YYH(j)+YYN(j)+YYM(j)+Y
YAR(j));

YCD(j)=YYCD(j)*GMA/GT;

YCM(j)=YYM(j)*GMA/GT;

YH(j)=YYH(j)*GMA/GT;

YN(j)=YYN(j)*GMA/GT;

YM(j)=YYM(j)*GMA/GT;

YAR(j)=YYAR(j)*GMA/GT;

XCD(j)=(1-Z(j))*YCD(j)*PT/HCDA;

XCM(j)=(1-Z(j))*YCM(j)*PT/HMA;

XH(j)=(1-Z(j))*YH(j)*PT/HHA;

XN(j)=(1-Z(j))*YN(j)*PT/HNA;

XM(j)=(1-Z(j))*YM(j)*PT/HMA;

```

XAR(j)=(1-Z(j))*YAR(j)*PT/HARA;

SE=SE+abs((XB(j)-XBI(j))/XB(j));
end
YCD(8)=YCDINA;
YCM(8)=YCMINA;
YH(8)=YHINA;
YN(8)=YNINA;
YM(8)=YMINA;
YAR(8)=YARINA;
YW(8)=YWINA;
YYCD(1)=YYCDIN-RMA*(XBIN-
XB(8))/NUB+RMA*(XCDIN-XCD(8));
YYCM(1)=YYCMIN+RMA*(XCMIN-XCM(8));
YYH(1)=YYHIN+RMA*(XHIN-XH(8));
YYN(1)=YYNIN+RMA*(XNIN-XN(8));
YYM(1)=YYMIN+RMA*(XMIN-XM(8));
YYAR(1)=YYARIN+RMA*(XARIN-XAR(8));
YYW(1)=YYWIN;

GT=GMA*(YYCD(1)+YYCM(1)+YYH(1)+YYN(1)+YYM(1)+
YYAR(1)+YYW(1));
YCD(1)=YYCD(1)*GMA/GT;
YCM(1)=YYM(1)*GMA/GT;
YH(1)=YYH(1)*GMA/GT;
YN(1)=YYN(1)*GMA/GT;
YM(1)=YYM(1)*GMA/GT;
YAR(1)=YYAR(1)*GMA/GT;
YW(1)=YYW(1)*GMA/GT;
SE=SE+abs((XB(8)-XBI(8))/XB(8));
ERM=SE;
if Count == 1000
    disp(['Error=',num2str(ERM)]);
    ERM=0.5*ERM;
    disp('maaf perhitungan tidak konvergen');

```

```

end
end
TOT=YCD(1)+YCM(1)+YH(1)+YN(1)+YM(1)+YAR(1);
YCDOUT=YCD(1)/TOT;
YCMOUT=YCM(1)/TOT;
YHOUT=YH(1)/TOT;
YNOUT=YN(1)/TOT;
YMOUT=YM(1)/TOT;
YAROUT=YAR(1)/TOT;
YWOUT=YW(1);
disp(' ');
disp(' ');
disp('                                DATA CO2 STRIPPER
');
disp(' ');
disp(['      Laju alir Gas masuk(kg/jam) :',num2str(real(GB))]);

disp(' ');
disp('
_____ ');
disp(' ');
disp('      1. Molefraksi aliran gas keluar');
disp('
_____
_');
disp(['      CO2:',num2str(YCDOUT)]);
disp(['      CO :',num2str(YCMOUT)]);
disp(['      H2 :',num2str(YHOUT)]);
disp(['      N2 :',num2str(YNOUT)]);
disp(['      CH4:',num2str(YMOUT)]);
disp(['      AR :',num2str(YAROUT)]);
%disp(['W :',num2str(YWOUT)]);

```

GTM=GMA*(YCDOUT*MWCD+YCMOUT*MWCM+YHOUT*MWH+YNOUT*MWN+YMOUT*MWM+YAROUT*MWA
R);%laju gas keluar (gr/s)

disp([' Laju alir Gas keluar(kg/jam) :',num2str(real(GTM))]);

BMLB=XB(8)*224+XP(8)*286+XK(8)*86.14+(1-XB(8)-XP(8)-
XK(8))*18;

XBOUTB=XB(8);

XPOUTB=XP(8);

XKOUTB=XK(8);

XCDOUTB=XCD(8);

XCMOUTB=XCM(8);

XHOUTB=XH(8);

YNOUTB=XN(8);

XMOUTB=XM(8);

XAROUTB=XAR(8);

WBOUTB=XB(8)*224/BMLB;

WPOUTB=XP(8)*286/BMLB;

WKOUTB=XK(8)*MWK/BMLB;

WCDOUTB=XCD(8)*44/BMLB;

WCMOUTB=XCM(8)*28/BMLB;

WHOUTB=XH(8)*2/BMLB;

WNOUTB=XN(8)*28/BMLB;

WMOUTB=XM(8)*16/BMLB;

WAROUTB=XAR(8)*40/BMLB;

WWOUTB=(1-(WBOUTB+WPOUTB+WKOUTB));

WWOUT=WWIN*LLAKGA;

LLKG=GB+LLAKGA-GTM;

disp(' ');

disp(' 2. Massfraksi aliran liquid keluar packing
bawah,lean solution');

disp('

_____');


```

disp(['      MDEA:',num2str(WBOUTB)]);
disp(['      R-HCO3:',num2str(WPOUTB)]);
disp(['      PZ  :',num2str(WKOUTB)]);
disp(['      CO2  :',num2str(WCDOUTB)]);
disp(['      CO   :',num2str(WCMOUTB)]);
disp(['      H2   :',num2str(WHOUTB)]);
disp(['      N2   :',num2str(WNOUTB)]);
disp(['      CH4  :',num2str(WMOUTB)]);
disp(['      ARGON:',num2str(WAROUTB)]);
disp(' ');
disp(['      Laju alir massa lean solution:',num2str(LLKG)]);
disp(' ');

```

```

MPOUT=WPOUTB*LLKG;
NPOUT=MPOUT/MWP;
NCO2OUT=NPOUT;
MCO2OUT=NCO2OUT*MWCD;
MCO2IN=WAIN*LLAKGA;

```

```

EF=(MCO2IN-MCO2OUT)/MCO2IN*100;

```

```

disp(' ');
disp(' ');
disp([' Efisiensi:',num2str(EF),' %']);
disp(' ');
disp(' ');
disp(' ');

```

4. Distribusi Konsentrasi Liquid

```

Packing atas');
disp('_____
_____
_____');

```

```

disp([' zz ',' MDEA ',' PZ ',' R-HCO3 ',' CO2
',' CO ',' H2 ',' N2 ',' CH4 ',' ARGON
']);

```

```
disp('_____')  
_____');
```

```
for i=1:8
```

```
    ZZB(i)=Z(i)*ZTA;%tinggi kolom dalam m  
end  
    disp([num2str(real(ZZB(1))),'    ',num2str(real(XB(1))),'  
' ,num2str(real(XK(1))),' ,num2str(real(XP(1))),'  
' ,num2str(real(XCD(1))),'    ',num2str(real(XCM(1))),'  
' ,num2str(real(XH(1))),' ,num2str(real(XN(1))),'  
' ,num2str(real(XM(1))),' ,num2str(real(XAR(1)))]);  
    disp([num2str(real(ZZB(2))),'    ',num2str(real(XB(2))),'  
' ,num2str(real(XK(2))),'    ',num2str(real(XP(2))),'  
' ,num2str(real(XCD(2))),'    ',num2str(real(XCM(2))),'  
' ,num2str(real(XH(2))),' ,num2str(real(XN(2))),'  
' ,num2str(real(XM(2))),' ,num2str(real(XAR(2)))]);  
    disp([num2str(real(ZZB(3))),'    ',num2str(real(XB(3))),'  
' ,num2str(real(XK(3))),'    ',num2str(real(XP(3))),'  
' ,num2str(real(XCD(3))),'    ',num2str(real(XCM(3))),'  
' ,num2str(real(XH(3))),' ,num2str(real(XN(3))),'  
' ,num2str(real(XM(3))),' ,num2str(real(XAR(3)))]);  
    disp([num2str(real(ZZB(4))),'    ',num2str(real(XB(4))),'  
' ,num2str(real(XK(4))),'    ',num2str(real(XP(4))),'  
' ,num2str(real(XCD(4))),'    ',num2str(real(XCM(4))),'  
' ,num2str(real(XH(4))),' ,num2str(real(XN(4))),'  
' ,num2str(real(XM(4))),' ,num2str(real(XAR(4)))]);  
    disp([num2str(real(ZZB(5))),'    ',num2str(real(XB(5))),'  
' ,num2str(real(XK(5))),'    ',num2str(real(XP(5))),'  
' ,num2str(real(XCD(5))),'    ',num2str(real(XCM(5))),'  
' ,num2str(real(XH(5))),' ,num2str(real(XN(5))),'  
' ,num2str(real(XM(5))),' ,num2str(real(XAR(5)))]);  
    disp([num2str(real(ZZB(6))),'    ',num2str(real(XB(6))),'  
' ,num2str(real(XK(6))),'    ',num2str(real(XP(6))),'  
' ,num2str(real(XCD(6))),'    ',num2str(real(XCM(6))),'
```

```

',num2str(real(XH(6))),' ',num2str(real(XN(6))),'
',num2str(real(XM(6))),' ',num2str(real(XAR(6))))];
disp([num2str(real(ZZB(7))),' ',num2str(real(XB(7))),'
',num2str(real(XK(7))),' ',num2str(real(XP(7))),'
',num2str(real(XCD(7))),' ',num2str(real(XCM(7))),'
',num2str(real(XH(7))),' ',num2str(real(XN(7))),'
',num2str(real(XM(7))),' ',num2str(real(XAR(7))))];
disp([num2str(real(ZZB(8))),' ',num2str(real(XB(8))),'
',num2str(real(XK(8))),' ',num2str(real(XP(8))),'
',num2str(real(XCD(8))),' ',num2str(real(XCM(8))),'
',num2str(real(XH(8))),' ',num2str(real(XN(8))),'
',num2str(real(XM(8))),' ',num2str(real(XAR(8))))];

```

```

% title ('Profil fraksi larutan di distilat')
subplot(1,2,1)
plot(ZZB,XB,'-k',ZZB,XP,':k',ZZB,XK,'--k')
title ('Profil fraksi mol terhadap tinggi kolom (liquid)')
xlabel('Tinggi kolom (m)')
ylabel('Fraksi mol')
legend('MDEA','R-HCO3','PZ',1)

```

```

subplot(1,2,2)
plot(ZZB,YCD,'-k')
title ('Profil fraksi mol terhadap tinggi kolom (gas)')
xlabel('Tinggi kolom (m)')
ylabel('Fraksi mol')
legend('CO2',1)

```

C.2.Listing Program Molar Density

```

clc;
clear;
%Liquid
WBIN=0.025659;% fraksi massa MDEA masuk(gr/gr)
WPIN=0.324341;% fraksi massa MDEAH+(gr/gr)
WKIN=0.000001;% fraksi massa Piperazine(gr/gr)
WAIN=0.088;% fraksi massa CO2(gr/gr)

```

$WCIN=0.000001$; % fraksi massa CO (gr/gr)
 $WHIN=0.000017$; % fraksi massa H₂ (gr/gr)
 $WNIN=0.000043$; % fraksi massa N₂ (gr/gr)
 $WMIN=0.000001$; % fraksi massa CH₄ (gr/gr)
 $WARIN=0.029$; % fraksi massa AR (gr/gr)
 $WWIN=1-(WBIN+WPIN+WKIN+WAIN+WCIN+WHIN+WNIN+WMIN+WARIN)$;
 $LLAKG=2827313.1839$; % rate liquid masuk (kg/jam)
 $LLAKG=LLAKG/3.6$; % rate liquid masuk (gr/s)
 $PT=29.4$; % tekanan kolom (atm)
 $TL=381$; % suhu liquid masuk (K)

%MOLECULAR WEIGHT

$MWCD=44$; % molecular weight CO₂ (gr/mol)
 $MWCM=28$; % molecular weight CO (gr/mol)
 $MWH=2$; % molecular weight H₂ (gr/mol)
 $MWN=28$; % molecular weight N₂ (gr/mol)
 $MWM=16$; % molecular weight CH₄ (gr/mol)
 $MWAR=40$; % molecular weight Ar (gr/mol)
 $MWB=224$; % molecular weight MDEA (gr/mol)
 $MWP=286$; % molecular weight R-HCO₃ (gr/mol)
 $MWK=86.14$; % molecular weight Piperazine (gr/mol)
 $MWL=18$; % berat molekul solvent (gr/mol)

$RHOL=1105.6$; % densitas cairan (gr/L)
 $CBIN=(WBIN/MWB)*RHOL$; % konsentrasi MDEA di lean solution masuk (mol/L)
 $CPIN=(WPIN/MWP)*RHOL$; % KONSENTRASI R-HCO₃ di lean solution masuk (mol/cm³)
 $CKIN=(WKIN/MWK)*RHOL$;
 $CCDIN=(WAIN/MWCD)*RHOL$;
 $CCMIN=(WCIN/MWCM)*RHOL$;
 $CHIN=(WHIN/MWH)*RHOL$;
 $CNIN=(WNIN/MWN)*RHOL$;

```
CMIN=(WMIN/MWM)*RHOL;
CARIN=(WARIN/MWAR)*RHOL;
CWIN=(WWIN/MWL)*RHOL;
disp(['CBin ',num2str(CBIN)]);
```

```
C=CBIN*WBIN+CPIN*WPIN+CKIN*WKIN+CCDIN*WAIN+
CCMIN*WCIN+CHIN*WHIN+CNIN*WNIN+CMIN*WMIN+
CARIN*WARIN+CWIN*WWIN;
disp(['      C:',num2str(C)]);
```

C.3. Listing Program Densitas Larutan

```
clc;
clear;
WBIN=0.156;%fraksi massa MDEA masuk(gr/gr)
WPIN=0.1976;%fraksi massa MDEAH+(gr/gr)
WKIN=0.03;%fraksi massa Piperazine(gr/gr)
WAIN=0.0;%fraksi massa CO2(gr/gr)
WCIN=0.00000;%fraksi massa CO(gr/gr)
WHIN=0.0000;%fraksi massa H2(gr/gr)
WNIN=0.0000;%fraksi massa N2 (gr/gr)
WMIN=0.00000;%fraksi massa CH4 (gr/gr)
WARIN=0.%;%fraksi massa AR (gr/gr)
WWIN=1-
(WBIN+WPIN+WKIN+WAIN+WCIN+WHIN+WNIN+WMIN+
WARIN);
```

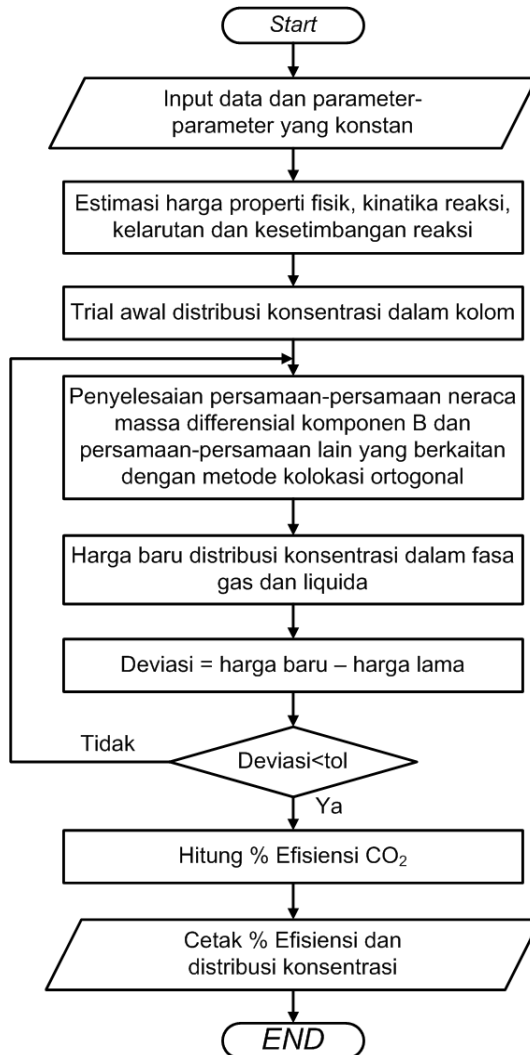
```
dBIN=1.038;%densitas MDEA masuk(g/ml)
dPIN=1.353;%densitas massa MDEAH+(gr/gr)
dKIN=0.903;%densitas massa Piperazine(gr/gr)
dAIN=0.77;%densitas massa CO2(gr/gr)
dCIN=0.789;%densitas massa CO(gr/gr)
dHIN=0.07;%densitas massa H2(gr/gr)
dNIN=0.125;%densitas massa N2 (gr/gr)
dMIN=0.655;%densitas massa CH4 (gr/gr)
dARIN=1.395;%densitas massa AR (gr/gr)
dWIN=0.998;%densitas air
```

```

RHOL=WBIN*dBIN+WPIN*dPIN+WKIN*dKIN+WAIN*dAIN
+WCIN*dCIN+WHIN*dHIN+WNIN*dNIN+WMIN*dMIN+W
ARIN*dARIN+WWIN*dWIN;
disp(['      DENSITAS LARUTAN:',num2str(RHOL)]);

```

APPENDIKS D
FLOWCHART SIMULASI UNIT STRIPPER



RIWAYAT HIDUP PENULIS



Rahmad Arhanu Primadi, penulis lahir di Tuban, 15 Oktober 1993. Kini berdomisili di Gresik, Jawa Timur. Penulis telah menempuh pendidikan formal diantaranya SD Muhammadiyah 2 Gresik, SMP Negeri 1 Manyar, dan SMA Negeri 1 Manyar. Selama menempuh pendidikan S-1 di Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember aktif dalam organisasi Badan Eksekutif Mahasiswa ITS sebagai Direktur Jendral Pelatihan Kementerian Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa (PSDM) 2014/2015, Kepala Departemen PSDM BEM FTI-ITS 2013/2014, dan Staff *Student Talent Development Departement* Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia ITS 2012/2013. Penulis berpengalaman kerja praktek di PT Petrokimia Gresik pada tahun 2014. Pada akhir studi penulis memilih Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa untuk pengerjaan Tugas Akhir Pra Desain Pabrik dengan judul, “Pembuatan Asam Sitrat Berbahan Dasar Molasses” dan skripsi dengan judul, “Pemodelan dan Simulasi Stripping Gas CO₂ dari Larutan Methyldiethanolamine (MDEA) Berpromotor Piperazine (PZ) dalam Packed Column”. Penulis Mengucapkan terimakasih atas segala bantuan yang diberikan oleh pembimbing, orang tua, serta pihak-pihak lain yang telah membantu terselesaikannya penelitian ini. Untuk korespondensi dapat menghubungi email arhanu11@gmail.com

RIWAYAT HIDUP PENULIS



Indra Eldi Widoyoko adalah anak kedua dari dua bersaudara. Lahir di kota Malang pada tanggal 25 Mei 1993. Penulis menjalani dunia pendidikan formal di SD Negeri Tlogopojok 2, SMP Negeri 1 Manyar, SMA Negeri 1 Manyar dan melanjutkan kuliah di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri di Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Penulis juga pernah bergabung dalam beberapa organisasi semasa menempuh pendidikan di perguruan tinggi diantaranya, Staff Departemen Kewirausahaan BEM FTI ITS, anggota Dewan Perwakilan Mahasiswa (DPM) FTI ITS. Penulis juga pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Semen Indonesia Tbk pabrik Tuban dengan mengambil tugas khusus evaluasi proses pembuatan semen dengan neraca massa dan membuat artikel mengenai alat utama proses pembuatan semen yaitu kiln. Untuk menyelesaikan tugas akhir, penulis melakukan penelitian dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir Ali Altway, MSc. dan Fadlilatul Taufany, ST., PhD dengan judul “Pemodelan dan Simulasi Stripping Gas CO₂ dari Larutan Methyldiethanolamine (MDEA) Berpromotor Piperazine (PZ) dalam Packed Column”. Penulis Mengucapkan terimakasih atas segala bantuan yang diberikan oleh pembimbing, orang tua, Perpanmas dan LTD Crew serta pihak-pihak lain yang telah membantu terselesaikannya penelitian ini. Untuk korespondensi dapat menghubungi email indraeldy@yahoo.com